



SKRIPSI - ME 141501

**PENILAIAN RISIKO SOSIAL *UNLOADING*
MUATAN PADA TERMINAL PENERIMA CNG
Studi Kasus : TERMINAL PENERIMA CNG DI
PEMBANGKIT LOMBOK PEAKER**

FATCHURRACHMAN RIZKI FAUZI
NRP 4212 100 056

Dosen Pembimbing
A.A.B Dinariyana DP, S.T., MES, Ph.D

JURUSAN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN
Fakultas Teknologi Kelautan
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2016

Halaman ini sengaja dikosongkan



FINAL PROJECT - ME 141501

**SOCIETAL RISK ASSESSMENT UNLOADING OF
CNG RECEIVING TERMINAL
Case Study : CNG RECEIVING TERMINAL IN
LOMBOK PEAKER POWER PLANT**

FATCHURRACHMAN RIZKI FAUZI
NRP 4212 100 056

Supervisors
A.A.B Dinariyana DP, S.T., MES, Ph.D

DEPARTMENT OF MARINE ENGINEERING
Faculty of Marine Technology
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2016

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN

PENILAIAN RISIKO SOSIAL *UNLOADING* MUATAN PADA TERMINAL PENERIMA CNG Studi Kasus : TERMINAL PENERIMA CNG DI PEMBANGKIT LOMBOK PEAKER

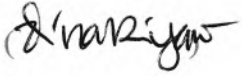
TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Bidang Studi *Reliability, Availability, Maintainability
and Safety* (RAMS)
Program Studi S-1 Jurusan Teknik Sistem Perkapalan
Fakultas Teknologi Kelautan
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

Fatchurrachman Rizki Fauzi
NRP 4212 100 056

Disetujui oleh Pembimbing Tugas Akhir:

A.A.B. Dinariyana DP., S.T., MES, Ph.D. 

SURABAYA
JULI, 2016

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN

PENILAIAN RISIKO SOSIAL *UNLOADING* MUATAN PADA TERMINAL PENERIMA CNG Studi Kasus : TERMINAL PENERIMA CNG DI PEMBANGKIT LOMBOK PEAKER

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada

Bidang Studi *Reliability, Availability, Maintainability
and Safety* (RAMS)

Program Studi S-1 Jurusan Teknik Sistem Perkapalan
Fakultas Teknologi Kelautan
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

Fatchurrachman Rizki Fauzi

NRP 4212 100 056

Disetujui oleh Ketua Jurusan Teknik Sistem Perkapalan:



Dr. Eng. S. Badrus Zaman, S.T., M.T.

NIP. 197708022008011007

Halaman ini sengaja dikosongkan

ABSTRAK

Nama Mahasiswa : Fatchurrachman Rizki Fauzi
NRP : 4212100056
Jurusan : Teknik Sistem Perkapalan
Dosen Pembimbing : A.A.B. Dinariyana DP., ST.
MES. Ph.D

Terminal Penerima CNG (*Compressed Natural Gas*) Lombok Peaker adalah fasilitas pendukung penyimpanan CNG untuk memenuhi kebutuhan gas di Pembangkit Lombok Peaker. Pembangkit sebesar 150 MW yang mulai beroperasi tahun 2017 ini, rencanya akan disuplai CNG yang berasal dari Gresik. CNG tersebut nantinya akan didistribusikan melalui kapal. Mengingat CNG adalah gas yang bertekanan sangat tinggi hingga 250 bar, maka potensi bahaya berupa ledakan dan kebakaran saat proses *unloading* sangatlah besar jika di bandingkan dengan LNG (*Liquefied Natural Gas*). Penelitian ini bertujuan untuk mengidentifikasi bahaya saat proses unloading, frekuensi terjadi dan dampaknya pada manusia disekitar fasilitas, dan mengetahui tingkat risiko yang dihasilkan, serta tindakan mitigasi apabila risiko berada pada tahap yang tidak diterima. Pengidentifikasian bahaya dilakukan dengan metode HAZOP (*Hazard and Operability*) yang mengacu pada P&ID yang ada. Analisa frekuensi menggunakan metode FTA (*Fault Tree Analysis*) dan ETA (*Event Tree Analysis*). Analisa Konsekuensi dengan menggunakan pendekatan *fire modelling*. Untuk representasi risiko menggunakan *F-N curve* yang mengacu standar HKRG (*Hongkong Government Risk Guidelines*) dan untuk tindakan mitigasi menggunakan metode LOPA (*Layer of Protection Analysis*). Penelitian ini menghasilkan 4 skenario dengan tingkat risiko yang tidak dapat diterima yaitu pada CNG *storage* untuk skenario *jet fire*, *flash fire*, *gas dispersion* dengan

kebocoran *medium bore* (10-50 mm) dan pada *control valve station* untuk skenario *gas dispersion* dengan kebocoran *very small bore* (1-3 mm), sehingga harus dilakukan mitigasi dengan cara menambahkan IPL (*Independent Protection Layer*) berupa *temperature alarm*, *pressure alarm*, *gas detector*, dan CO² pada *storage area*, sedangkan *gas detector* pada *control valve station*.

Kata kunci : CNG, *unloading*, *fire modelling*, HAZOP, ALOHA, Lombok peaker

ABSTRACT

Name : Fatchurrachman Rizki Fauzi
NRP : 4212100056
Department : Marine Engineering
Supervisors : A.A.B. Dinariyana DP., S.T. MES. Ph.D

Receiving Terminal CNG (Compressed Natural Gas) Lombok Peaker is a supporting facility for storage of CNG in Lombok Peaker plants. The 150 MW Power Plant, which started in 2017, is planned that will be supplied from Gresik. The CNG will be distributed by the ship. Given CNG is very high pressure gas up to 250 bar. Then the potential hazard of explosion and fire when unloading processes are enormous when compared with the LNG (Liquefied Natural Gas). This research aims to determine the risk as a result of these hazards to people around facility. The risk is assessed by identifying potential hazards in the process of unloading, the frequency occurs and its impact on humans around the facility. Hazard identification was conducted using HAZOP (Hazard and Operability) referring to the existing P&ID. Frequency analysis using FTA (Fault Tree Analysis) and ETA (Event Tree Analysis). Consequences analysis was conducted using fire modelling approach. For the representation of the risk of using the F-N curve published by HKRG (Hongkong Government Risk Guidelines) standard is employed and mitigation for unacceptable risk was conducted using LOPA (Layer of Protection Analysis). This research resulted in four scenarios are unacceptable, the first one is CNG storage for the scenario jet fire, flash fire, gas dispersion with medium bore leak (10-50 mm) and the second one is control valve station for gas dispersion scenarios with very small bore leak (1-3 mm), so it must be done by adding the IPL (Independent Protection Layer) such as temperature and pressure alarms, gas detectors, and

CO² in the storage area, while the gas detector, only the control valve station.

Keywords : CNG, *unloading*, *fire modelling*, HAZOP, ALOHA, Lombok Peaker

KATA PENGANTAR

Penulis mengucapkan puji syukur kepada Allah SWT atas limpahan rahmatnya sehingga tugas akhir dengan judul **“Penilaian Risiko Sosial Unloading Muatan pada Terminal Penerima CNG Studi Kasus : Terminal Penerima CNG di Pembangkit Lombok Peaker”** ini dapat diselesaikan dengan baik.

Tugas Akhir ini dibuat sebagai syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik dari Jurusan Teknik Sistem Perkapalan FTK-ITS. Penyelesaian tugas akhir ini tidak lepas dari bantuan dan dukungan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, penulis mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Kedua orang tua penulis, Bapak Gatut Endro Cahyono dan Ibu Sri Kasmiati serta adik Farid Refada Rafly, yang telah bersedia mendengar keluh kesah, memberikan dukungan baik moril maupun materi, dan doa yang tulus ikhlas kepada penulis saat menghadapi kesulitan dalam pengerjaan tugas akhir, sehingga dapat terselesaikan dengan baik.
2. Bapak A.A.B Dinariyana DP, S.T., MES, Ph.D selaku dosen pembimbing sekaligus Kepala Laboratorium RAMS, yang sejauh ini membimbing dan memotivasi penulis dengan baik. Memberikan kesempatan mengajar mata kuliah Manajemen Risiko dan juga memberikan kesempatan untuk mengikuti seminar nasional untuk lebih menambah pengetahuan, menunjang kemampuan dan mendapat pengalaman yang lebih.
3. Bapak Prof. Dr. Ketut Buda Artana ST. M.Sc. dan. yang telah memberi banyak perhatian dan masukan selama proses pengerjaan tugas akhir
4. Bapak Ir. Dwi Priyanta MSE, Bapak Dr. Eng. Trika Pitana, S.T., M.Sc, Bapak Dr. Eng. M. Badrus Zaman,

- S.T., M.T., Bapak Raja Oloan Saut Gurning, ST., M.Sc, Ph.D, Bapak Dr. Dhimas Widhi Handani, S.T., M.Sc. selaku dosen bidang RAMS yang banyak memberi ilmu dan masukan selama pengerjaan tugas akhir
5. Bapak Indra Ranu Kusuma S.T., M.Sc dan Bapak Aries Sulisetyono, S.T., MASc, Ph.D yang telah membantu memberikan informasi dan data untuk mengerjakan tugas akhir ini.
 6. Bapak Ir. Sardono Sarwito M.Sc selaku dosen wali yang selalu memberikan motivasi
 7. Semua teman-teman Bismarck 12 atas kerjasama dan dukungan selama ini. Rekan-rekan seperjuangan yang saling mendukung dan menyemangati. Sukses buat kita semua.
 8. Semua teman-teman lab RAMS, Cakra, Adi, Agung, Ega, Katil, Agas, Manuel, Arian, Afro, Ojan, Atandho, Refan, Libry, Renna, Carla, Arin, Melly serta teman-teman lainnya yang tidak bisa disebutkan satu persatu. Semoga kalian sukses semua. *See you on top!*
 9. Seseput lab RAMS, Mbak Ucik, Mbak Emmy, Mbak Putri, Mas Dwi, Mas Habib, dan Mas Gofur. Yang juga banyak membantu penulis dalam menyelesaikan tugas akhir dan berdiskusi.
 10. Kristiana Kurniasari, Almi Titah, Iif Fahrija yang selalu ada untuk menjadi tempat berkeluh kesah, memberikan bantuan, nasehat, motivasi dan semangat untuk terus menggapai cita-cita.
 11. Teman-teman Kabinet Reformasi, Zein, Lulu, Fandhika dan kawan-kawan semua yang menjadi tempat menghilangkan penat selama pengerjaan Tugas Akhir ini. Semangat buat kita semua dan berjuanglah untuk cita-cita masing-masing.
 12. Dan semua pihak yang terlibat dan berkontribusi yang tidak dapat penulis sebutkan satu persatu.

Penulis menyadari bahwa penyusunan tugas akhir ini masih jauh dari sempurna. Oleh karena itu, segala saran serta masukan yang membangun sangat penulis harapkan demi perbaikan dan kemajuan tugas akhir ini.

Akhir kata, semoga Allah SWT melimpahkan berkahnya kepada kita semua. Semoga laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi para pembaca.

Surabaya, Juli 2016
Penulis.

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR ISI

JUDUL.....	i
LEMBAR PENGESAHAN	v
ABSTRAK	ix
KATA PENGANTAR.....	xiii
DAFTAR ISI.....	xvii
DAFTAR TABEL	xxi
DAFTAR GAMBAR.....	xxv
PENDAHULUAN	1
I.1 Latar Belakang.....	1
I.2 Perumusan Masalah	2
I.3 Batasan Masalah	2
I.4 Tujuan Skripsi.....	3
I.5 Manfaat	3
TINJAUAN PUSTAKA.....	5
II.1 <i>CNG (Compressed Natural Gas)</i>	5
II.2 <i>Marine CNG</i>	6
II.3 Terminal Penerima <i>CNG (CNG Decompression Station)</i>	6

II.4 Pembangkit Lombok Peaker	7
II.5 Unloading Process	9
II.6 Risk Assesment	12
II.6.1 Hazard Identification	12
II.6.1.1 HAZOP	12
II.6.2 Analisa Frekuensi	14
II.6.2.1 Fault Tree Analysis (FTA)	14
II.6.2.2 Event Tree Analysis (ETA)	15
II.6.3 Analisa Konsekuensi	16
II.6.3.1 ALOHA 5.4.4	16
II.7 Jet fire	18
II.8 Pool Fire	18
II.9 Flash fire	19
II.10 BLEVE	20
II.11 Gas dispersion	21
II.12 F-N Curve	22
II.12 LOPA (<i>Layer of Protection Analysis</i>)	23
METODOLOGI	25
III.1 Perumusan Masalah	27
III.2 Studi Literatur	27
III.3 Pengumpulan Data	28
III.4 Identifikasi Bahaya	28

III.5 Analisa Frekuensi.....	28
III.6 Analisa Konsekuensi.....	29
III.7 Representasi Risiko.....	29
III.8 Mitigasi	29
ANALISA DAN PEMBAHASAN.....	31
IV.1 Gambaran Umum.....	31
IV.2 Data.....	31
IV.3 HAZOP <i>Study</i>	33
IV.3.1 Pembagian Node.....	33
IV.3.2 Penentuan Deviasi Sistem.....	37
IV.3.3 Penentuan <i>Cause</i> dan <i>Consequences</i>	37
IV.3.4 Penentuan <i>Safeguards</i>	37
IV.3.5 Penentuan <i>Comments</i> dan <i>Action Required</i>	38
IV.3.6 Skenario konsekuensi yang mungkin terjadi pada fasilitas.....	55
IV.4 Analisa Frekuensi	56
IV.4.1 Fault Tree Analysis (FTA).....	65
IV.4.2 <i>Event Tree Analysis</i> (ETA).....	68
IV.5 Analisa Konsekuensi	73
IV.5.1 Penentuan letak <i>receiver</i>	73
IV.5.2 <i>Fire modelling</i> dengan perangkat lunak ALOHA 5.4.4.....	74

IV.6 Representasi Risiko	84
IV.6.1 Representasi Risiko <i>jet fire</i>	84
IV.6.2 Representasi Risiko <i>flash fire</i>	86
IV.6.2 Representasi Risiko <i>gas dispersion</i>	88
IV.7 Mitigasi	90
IV.7.1 Mitigasi pada Node 5 (<i>CNG storage</i>)	91
IV.7.1 Mitigasi pada Node 2 (<i>Control Valve Station</i>)	98
KESIMPULAN DAN SARAN	101
V.1 Kesimpulan	101
V.1 Saran	102
DAFTAR PUSTAKA	103
LAMPIRAN A	105
LAMPIRAN B	112
LAMPIRAN C	133
LAMPIRAN D	189
BIODATA PENULIS	203

DAFTAR TABEL

Tabel 2. 1 Komposisi natural gas.....	5
Tabel 2. 2 Spesifikasi Teknis Fasilitas Penerima CNG Lombok Peaker	8
Tabel 2. 3 Unloading Procedures.....	10
Tabel 4. 1 Spesifikasi Teknis Terminal Penerima CNG32	
Tabel 4. 2 Pembagian Node	34
Tabel 4. 3 Node 1 <i>Valve Connect</i>	39
Tabel 4. 4 Node 2 <i>Control Valve Station</i>	42
Tabel 4. 5 Node 3 <i>Compressor Package</i>	45
Tabel 4. 6 Node 4 Cooler	48
Tabel 4. 7 Node 5 <i>Storage</i>	52
Tabel 4. 8 <i>Compatibility matrix</i> skenario yang terjadi pada fasilitas.....	55
Tabel 4. 9 Frekuensi kegagalan node 1 dan 2 pada setiap komponen.....	58
Tabel 4. 10 Frekuensi kegagalan node 3 pada setiap komponen.....	59
Tabel 4. 11 Frekuensi kegagalan node 4 pada setiap equipment.....	61
Tabel 4. 12 Frekuensi kegagalan node 5 pada setiap equipment.....	63
Tabel 4. 13 Rekapitulasi Frekuensi <i>Gas release</i> pada setiap node	67
Tabel 4. 14 Rekapitulasi frekuensi bahaya berupa <i>jet fire</i> , <i>flash fire</i> , dan <i>gas dispersion</i> pada node 1	71
Tabel 4. 15 Rekapitulasi frekuensi bahaya berupa <i>jet fire</i> , <i>flash fire</i> , dan <i>gas dispersion</i> pada node 2	71

Tabel 4. 16 Rekapitulasi frekuensi bahaya berupa <i>jet fire</i> , <i>flash fire</i> , dan <i>gas dispersion</i> pada node 3&4.....	72
Tabel 4. 17 Rekapitulasi frekuensi bahaya berupa <i>jet fire</i> , <i>flash fire</i> , dan <i>gas dispersion</i> pada node 5.....	72
Tabel 4. 18 Data <i>receiver</i> pada terminal penerima CNG Lombok.....	74
Tabel 4. 19 Rekapitulasi <i>fire modelling jet fire</i> pada <i>jetty</i> dengan skenario kebocoran <i>full bore</i> (>150 mm).....	77
Tabel 4. 20 Rekapitulasi <i>fire modelling flash fire</i> pada <i>jetty</i> dengan skenario kebocoran <i>full bore</i> (>150 mm) .	80
Tabel 4. 21 Kadar ppm dalam <i>Gas methane</i> dan efeknya	81
Tabel 4. 22 Rekapitulasi <i>gas dispersion</i> pada <i>jetty</i> dengan skenario kebocoran <i>full bore</i> (>150 mm).....	83
Tabel 4. 23 Rekapitulasi <i>jet fire</i> untuk skenario kebocoran <i>full bore</i> (>150 mm)	84
Tabel 4. 24 Rekapitulasi tingkat risiko <i>jet fire</i> untuk seluruh skenario kebocoran.....	85
Tabel 4. 25 Rekapitulasi <i>flash fire</i> untuk skenario kebocoran <i>full bore</i> (>150 mm)	86
Tabel 4. 26 Rekapitulasi tingkat risiko <i>flash fire</i> untuk seluruh skenario kebocoran.....	87
Tabel 4. 27 Rekapitulasi <i>gas dispersion</i> untuk skenario kebocoran <i>full bore</i> (>150 mm)	88
Tabel 4. 28 Rekapitulasi tingkat risiko <i>gas dispersion</i> untuk seluruh skenario kebocoran	89
Tabel 4. 29 <i>Worksheet</i> LOPA skenario <i>jet fire</i> node 5 .	92
Tabel 4. 30 Rekapitulasi <i>jet fire</i> node 5 setelah mitigasi	93
Tabel 4. 31 <i>Worksheet</i> LOPA skenario <i>flash fire</i> node 5	94

Tabel 4. 32 Rekapitulasi <i>flash fire</i> node 5 setelah mitigasi.....	95
Tabel 4. 33 <i>Worksheet</i> LOPA skenario <i>gas dispersion</i> node 5.....	96
Tabel 4. 34 Rekapitulasi <i>gas dispersion</i> node 5 setelah mitigasi.....	97
Tabel 4. 35 <i>Worksheet</i> LOPA skenario <i>gas dispersion</i> node 2.....	99
Tabel 4. 36 Rekapitulasi <i>gas dispersion</i> node 2 setelah mitigasi.....	100

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1 CNG Loading-Unloading Process	6
Gambar 2. 2 CNG Decompression Station in Lombok ..	7
Gambar 2.3 Rencana Pengembangan Transmisi di Pulau Lombok	8
Gambar 2. 4 Lokasi Pembangkit Lombok Peaker	9
Gambar 2. 5 Tabel Identifikasi HAZOP	13
Gambar 2. 6 <i>Fault Tree Analysis</i>	15
Gambar 2. 7 <i>Event Tree Analysis</i>	16
Gambar 2. 8 Fire modelling dengan ALOHA 5.4.4	17
Gambar 2. 9 <i>Jet fire</i>	18
Gambar 2. 10 <i>Pool Fire</i>	19
Gambar 2. 11 <i>Flash fire</i>	20
Gambar 2. 12 BLEVE.....	21
Gambar 2. 13 <i>Gas dispersion</i>	21
Gambar 2. 14 <i>F-N Curve</i>	22
Gambar 2. 15 <i>Layer of Protection Analysis</i>	23
Gambar 4. 1 <i>Layout</i> Terminal Penerima CNG	31
Gambar 4. 2 Skenario Kejadian	56
Gambar 4. 3 <i>Fault Tree Analysis</i> pada node 1 (hole 1- 3mm) dengan menggunakan Relex 2009.....	66
Gambar 4. 4 <i>Event Tree Analysis</i> pada node 1 (<i>full bore</i> >150 mm).....	70
Gambar 4. 5 Persebaran <i>Receiver</i> pada terminal penerima CNG	73
Gambar 4. 6 <i>Fire modelling jet fire</i> pada <i>jetty</i> dengan skenario kebocoran <i>full bore</i> (>150 mm)	75
Gambar 4. 7 <i>Fire modelling flash fire</i> pada <i>jetty</i> dengan skenario kebocoran <i>full bore</i> (>150 mm)	78

Gambar 4. 8 <i>Fire modelling gas dispersion</i> pada <i>jetty</i> dengan skenario kebocoran <i>full bore</i> (>150 mm)	82
Gambar 4. 9 F-N <i>curve</i> untuk <i>jet fire</i> dengan skenario kebocoran <i>full bore</i> (>150 mm)	85
Gambar 4. 10 F-N <i>curve</i> untuk <i>flash fire</i> dengan skenario kebocoran <i>full bore</i> (>150 mm)	87
Gambar 4. 11 F-N <i>curve</i> untuk <i>gas dispersion</i> dengan skenario kebocoran <i>full bore</i> (>150 mm)	89
Gambar 4. 12 F-N <i>curve jet fire</i> node 5 setelah mitigasi	93
Gambar 4. 13 F-N <i>curve flash fire</i> node 5 setelah mitigasi.....	95
Gambar 4. 14 F-N <i>curve gas dispersion</i> node 5 setelah mitigasi.....	97
Gambar 4. 15 F-N <i>curve gas dispersion</i> node 2 setelah mitigasi.....	100

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Sesuai rencana pembangunan PT. PLN untuk pasokan listrik di seluruh Indonesia, beberapa proyek fasilitas pembangkit di Jawa-Bali hingga Nusa Tenggara terus dikembangkan. Untuk menekan biaya operasional akibat penggunaan BBM dan juga masalah emisi akibat gas buang, maka PT. PLN mulai beralih ke bahan bakar yang lebih ramah lingkungan yaitu CNG, yang diklaim mampu menekan penggunaan BBM hingga 200 ribu kilo liter atau setara penghematan sebesar Rp 1,786 triliun per tahun. (PLN, 2013)

Pembangkit Lombok Peaker menjadi salah satu pembangkit yang akan disuplai CNG untuk memenuhi kebutuhan listrik sebesar 150 MW. Dengan menggunakan *marine* CNG, gas alam terkompresi ini akan didistribusikan dari CNG *plant* di Gresik menuju Lombok. Proyek *marine* CNG tersebut direncanakan akan beroperasi mulai tahun 2017. Saat ini, terminal penerima CNG di Lombok berada pada tahap proses desain, dan kapal CNG sedang dalam proses pembangunan di Cina. (Mardjoeki & Sidanta)

Proses pendistribusian CNG dimulai dari *Loading* CNG pada terminal di Gresik, lalu gas akan di jaga kompresinya di dalam ruang muat kapal CNG, setelah itu didistribusikan ke tempat tujuan dan dilakukan proses *Unloading*. Mengingat CNG adalah Gas yang terkompresi dengan tekanan hingga mencapai 250 bar, maka risiko yang akan ditimbulkan sangatlah besar. Beberapa kajian telah dilakukan mengenai risiko yang ditimbulkan pada saat *unloading* muatan. Sebagai studi kasusnya adalah *loading unloading* LNG menghasilkan beberapa nilai risiko yang tidak dapat diterima sehingga diperlukan mitigasi. (Alfan, 2014) Seperti yang telah dijelaskan di atas, bahwa CNG memiliki tekanan kerja yang sangat besar yaitu sebesar 200-250 bar,

yang berbeda jauh dengan LNG yang sebesar 1-10 bar, dan memiliki kandungan yang sama dengan LNG yaitu CH₄ (Metana) sehingga pada saat *unloading* sangat mungkin terjadi risiko bahaya seperti ledakan dan kebakaran. Bahaya tersebut tentunya akan berdampak pada kerusakan fasilitas CNG, *shutdown*nya pembangkit, dan juga korban jiwa yang ada disekitar terminal dan kapal.

Untuk itu sangat perlu dilakukan penilaian risiko terhadap proses bongkar muat CNG dari kapal CNG ke terminal penerima. Kajian risiko meliputi seberapa besar kemungkinan terjadinya kebakaran (*fire hazard*) dan ledakan (*explosion hazard*) yang dapat menyebabkan korban jiwa dan *shutdown*nya pembangkit.

I.2 Perumusan Masalah

Agar proses penelitian dapat berjalan dengan lancar, maka perlu diketahui masalah-masalah yang timbul saat proses pengerjaan penelitian, antara lain :

1. Bagaimana mengidentifikasi *hazard* yang ada disekitar terminal saat proses *unloading* CNG dengan menggunakan HAZOP berdasarkan standar BS IEC 61882 ?
2. Bagaimana tingkat frekuensi bahaya yang terjadi pada proses *unloading* CNG ?
3. Bagaimana tingkat konsekuensi bahaya yang terjadi pada proses *unloading* CNG?
4. Bagaimana tingkat risiko yang dihasilkan dalam bentuk *F-N Curve* sesuai standar *Hongkong Government Risk Guidelines* (HKRG)
5. Bagaimana rekomendasi mitigasi dengan metode LOPA (*layer of protection analysis*) sesuai standar IEC 61511 apabila tingkat risiko tidak dapat diterima ?

I.3 Batasan Masalah

Adapun batasan masalahnya adalah sebagai berikut :

1. Menganalisa proses *unloading* CNG dari *parts of valve connect* hingga ke *Storage tank* berdasarkan P&ID yang ada.
2. Menganalisa risiko pada *jetty*, fasilitas CNG, dan pemukiman sekitar.
3. Tidak menganalisa risiko yang diterima oleh pembangkit.

I.4 Tujuan Skripsi

Dari perumusan masalah diatas maka dapat ditentukan tujuan dari Tugas Akhir ini, yaitu :

1. Mengidentifikasi *hazard* yang ada saat proses *unloading* CNG dengan menggunakan HAZOP sesuai dengan standar BS IEC 61882
2. Menganalisa frekuensi bahaya yang terjadi dengan menggunakan FTA (*Fault Tree Analysis*) dan ETA (*Event Tree Analysis*) pada proses *unloading* CNG
3. Menganalisa konsekuensi bahaya dengan fire modelling menggunakan bantuan perangkat lunak ALOHA 5.4.4 pada proses *unloading* CNG
4. Mengetahui tingkat risiko yang dihasilkan tingkat risiko yang dihasilkan dalam bentuk *F-N Curve* sesuai standar *Hongkong Government Risk Guideline* (HKRG)
5. Melakukan tindakan mitigasi dengan metode LOPA (*layer of protection analysis*) sesuai standar IEC 61511 apabila risiko berada pada taraf tidak diterima

I.5 Manfaat

Manfaat dari penelitian yang akan dilakukan adalah :

1. Dapat memberikan rekomendasi tentang risiko *unloading* muatan CNG ke pihak pembangkit dan terminal
2. Dapat digunakan oleh pihak terkait untuk menentukan tindakan pencegahan dan juga mitigasi

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

II.1 CNG (*Compressed Natural Gas*)

CNG (*Compressed Natural Gas*) adalah gas alam yang dikompresi dengan tekanan yang sangat tinggi. Pada umumnya gas ini dimampatkan dengan menaikkan tekanan sampai 3000-3600 psi atau sekitar 200-250 bar pada suhu *ambient*. Dengan komponen utama metana (CH₄) dan sisanya etana, propana, dan nitrogen. (Satoteknik, 2014)

Tujuan dari kompresi ini adalah supaya mendapatkan volume gas yang sekecil mungkin, sehingga memudahkan dalam penyimpanan maupun pendistribusian. Komposisi CNG yang akan didistribusikan ke konsumen diharuskan memiliki spesifikasi sesuai permintaan. Penyimpanan gas alam secara terkompresi ini erat kaitannya dengan jumlah kadar air dan hidrokarbon berat. Komposisi utama CNG adalah metana minimal sebesar 88% kemudian etana dan sebagainya. (Ghofur, 2014) Berikut adalah beberapa kandungan yang terdapat pada CNG

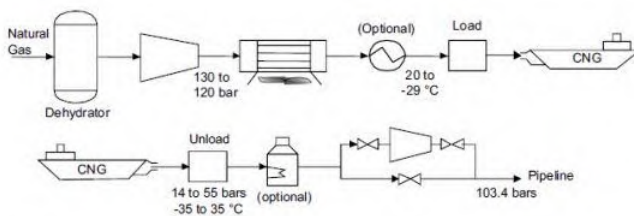
Tabel 2. 1 Komposisi natural gas

Komponen	Batas
Metana	Min 88%
Etana	Maks 6%
C ₃	Maks 3%
Oksigen	Maks 1%
CO ₂ + N ₂	Range 1.5-4.5% (CO ₂ maks 3%)
Sulfur	Maks 16 ppm (H ₂ S maks 4 ppm)
Air	Maks 65112 mg/m ³ (4-7 b/mmscf)
Wobbe Index	45-56 MJ/m

Sumber : Saputra 2008

II.2 Marine CNG

Marine CNG merupakan cara pendistribusian CNG melalui laut dengan media kapal. *Marine CNG* dimulai dari proses kompresi pada sumber penghasil gas. Kemudian gas di kompresi ke tekanan yang dikehendaki. Setelah itu gas di salurkan ke dalam kapal khusus pengangkut CNG yang difasilitasi dengan tangki-tangki kompresi tinggi, untuk menjaga tekanan dari gas tersebut. CNG disalurkan menggunakan *loading arm*. Dari sini CNG diangkut dengan kapal ke tempat tujuan pemakaian gas. Setelah sampai diterminal penerima, gas di dekompresi dan disalurkan ke darat menggunakan *unloading arm*. Berikut gambaran umum proses pendistribusian CNG.



Gambar 2. 1 CNG Loading-Unloading Process

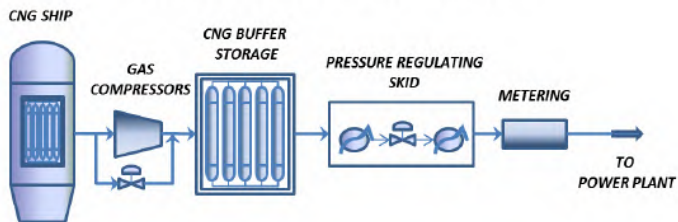
Sumber : E.L. Beronich et al, 2009

II.3 Terminal Penerima CNG (CNG Decompression Station)

Terminal penerima CNG yang selanjutnya disebut *CNG Decompression Station* adalah fasilitas yang menyediakan peralatan yang diperlukan untuk menerima, menampung, dan menyalurkan CNG dari pipa atau kapal ke pembangkit atau fasilitas lain yang memerlukan CNG. Ada beberapa *equipment* untuk mendukung sistem kerja *CNG Decompression Station* ini, diantaranya adalah *unloading vehicle system*, *heat exchanging system*, *pressure regulation system*, *measurement system*, *Control system*, *adding olfactory system*, dan *buffer Storage*.

1. *The unloading vehicle system,*
Terdiri dari *quick installed joint, high pressure hose, dan high pressure ball valve*
2. *The regulation heat-exchanging matering system,*
Terdiri dari, saluran inlet pipa, *inlet ball valve, high pressure filter, emergency shut off valve, forst-grade heat exchanger Control valve, pressure and temperature sensor*
3. *The heat exchanging system,*
Terdiri dari boiler, regulator untuk tungku gas, *hot water circulating pump, dan electric heat echanger.*
4. *The remote transmission,*
Mengontrol semua proses transfer CNG dari *CNG Vessel* ke *buffer Storage* dan selanjutnya dikirim ke pembangkit.

Decompression Station (Lombok)



Gambar 2. 2 CNG Decompression Station in Lombok

Sumber : M. Suryadi Mardjoeki, PT.PLN Persero

II.4 Pembangkit Lombok Peaker

Pembangkit Lombok Peaker merupakan salah satu pembangkit yang direncanakan dan akan dibangun oleh PLN untuk menyuplai kebutuhan listrik di pulau Lombok. Berdasarkan RUPTL (Rencana Usaha Penyediaan Tenaga Listrik) PLN 2015-2024, Pembangkit Lombok Peaker (PLTG) akan beroperasi pada tahun 2017 dengan kapasitas 150 MW. (PLN, 2015) Untuk itu, pembangkit tersebut akan membutuhkan suplai bahan bakar berupa CNG yang akan di

suplai oleh CNG *plant* Gresik dengan menggunakan kapal. Berikut adalah peta lokasi Pembangkit Lombok Peaker.



Gambar 2.3 Rencana Pengembangan Transmisi di Pulau Lombok

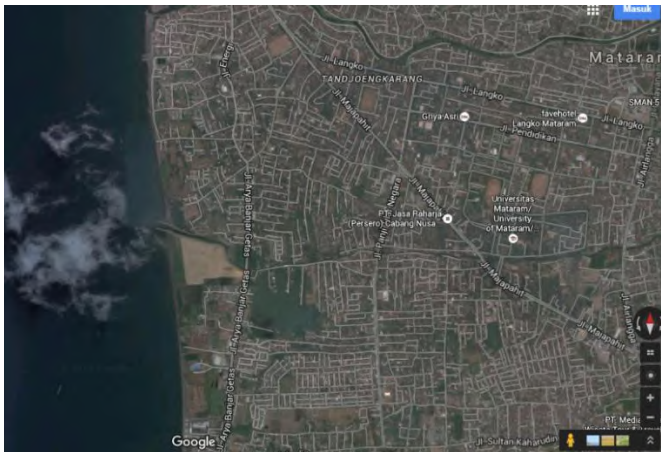
Sumber : RUPTL PT.PLN 2015-2024

Tabel 2. 2 Spesifikasi Teknis Fasilitas Penerima CNG Lombok Peaker

No.	Spesifikasi Teknis Fasilitas	Perkiraan	Perkiraan
1.	Rata rata kebutuhan gas	4,9 MMscfd	5.770,231 m3/jam
2.	Kapasitas <i>Storage</i>	21,188 MMscf	24.950,95 m3
3.	<i>Unloading rate</i>	1,5 MMscf/jam	
4.	<i>Berth/unberth</i>	3 jam	
5.	Waktu <i>unloading</i>	12 jam	

* 1 MMscfd = 1177,6 m3/h

Sedangkan Pembangkit Lombok Peaker sendiri menurut rencana akan di bangun di dekat kota Mataram, tepatnya disebelah Jalan Araya Banjar Getas, Ampenan Selatan. Tepat sebelah selatan dari sungai Ancar. Dengan lahan seluas 11 hektar, akan dibangun sebuah pembangkit, terminal penerima CNG dan juga *jetty* sepanjang 200 meter. (Mardjoeki & Sidanta) Dengan koordinat lokasi $8^{\circ}35'20.7''S$ $116^{\circ}04'28.3''E$.



Gambar 2. 4 Lokasi Pembangkit Lombok Peaker

Sumber : <https://www.google.com/earth/>

II.5 Unloading Process

Proses *unloading* adalah proses pemindahan muatan dari kendaraan pengangkut ke penyimpanan di darat atau ke kendaraan pengangkut lain yang ada di darat. Dalam hal ini adalah CNG yang di *unloading* ke *Storage tank*. Proses *unloading* ini melibatkan beberapa *equipment* pendukung. Pada umumnya meliputi

1. *Loading arm/Valve connect*
2. *Flexible hose*
3. *Control Valve Station*
4. *Compressor*

5. *CNG Cooler*6. *CNG Storage*

Selain *equipment-equipment* tersebut proses *unloading* juga memiliki beberapa prosedur yang harus dijalankan untuk memastikan proses *unloading* berjalan secara aman dan tepat waktu. Prosedur-prosedur tersebut harus dijalankan oleh *manpower* yang terlibat dalam proses *unloading* tersebut. Contoh prosedur *unloading* dapat dilihat pada tabel 2.3

Tabel 2. 3 Unloading Procedures

Task Description	Procedures
Prior to loading/unloading	<p>Visually check all hoses for leaks and wet spots.</p> <p>Verify that sufficient volume is available in the <i>Storage</i> tank or truck.</p> <p>Secure the tank vehicle with wheel chocks and interlocks.</p> <p>Verify that the vehicle's parking brakes are set.</p> <p>Verify proper alignment of valves and proper functioning of the pumping <i>system</i>.</p> <p>Establish adequate bonding/grounding prior to connecting to the fuel transfer point.</p> <p>Turn off cell phone.</p>
During loading/unloading	<p>Driver must stay with the vehicle at all times during loading/unloading activities.</p> <p>Facility manager or designee should observe the <i>delivery</i> driver during loading/unloading.</p> <p>Periodically inspect all <i>systems</i>, hoses and connections.</p> <p>When loading, keep internal and external valves on the receiving tank open along with the pressure relief valves.</p>

	<p>When making a connection, shut off the vehicle engine. When transferring Class 3 materials, shut off the vehicle engine unless it is used to operate a pump.</p> <p>Maintain communication with the pumping and receiving stations.</p> <p>Monitor the liquid level in the receiving tank to prevent overflow.</p> <p>Monitor flow meters to determine rate of flow.</p> <p>When topping off the tank, reduce flow rate to prevent overflow.</p>
After loading/unloading	<p>Make sure the transfer operation is completed.</p> <p>Close all tank and loading valves before disconnecting.</p> <p>Securely close all vehicle internal, external, and dome cover valves before disconnecting.</p> <p>Secure all hatches.</p> <p>Disconnect grounding/bonding wires.</p> <p>Make sure the hoses are drained to remove the remaining oil before moving them away from the connection. Use a drip pan.</p> <p>Cap the end of the hose and other connecting devices before moving them to prevent uncontrolled leakage.</p> <p>Remove wheel chocks and interlocks.</p> <p>Inspect the lowermost drain and all outlets on tank truck prior to departure. If necessary, tighten, adjust, or replace caps, valves, or other equipment to prevent oil leaking while in transit.</p>

Sumber : SPCC-Loading procedures

II.6 Risk Assesment

Risk assessment merupakan tindakan manajemen risiko yang didapatkan dari analisis risiko untuk mengidentifikasi, mengevaluasi, dan mengukur risiko dengan tujuan untuk meningkatkan keselamatan. (Aliyah, 2014) *Risk Assesment* diperoleh dari analisis-analisis risiko sebelumnya seperti pengidentifikasian potensi bahaya, frekuensi munculnya suatu risiko, dan konsekuensi yang ditimbulkan. *Risk Assessment* dipergunakan untuk mengukur, mengetahui dan mengevaluasi seberapa besar risiko dan pengaruhnya terhadap keselamatan asset, manusia, dan lingkungan. Terdapat 3 poin penting dalam Risk Assessment, antara lain :

II.6.1 Hazard Identification

Hazard atau potensi bahaya didefinisikan sebagai sumber potensi kerusakan atau situasi yang berpotensi untuk menimbulkan kerugian. (Cross, 1998) Bahaya diartikan sebagai potensi dari rangkaian sebuah kejadian muncul dan menimbulkan kerugian. Apabila salah satu bagian dari serangkaian kejadian hilang, maka suatu kejadian tidak akan terjadi (Tranter, 1999).

Proses *Risk Assessment* dimulai dari mendefinisikan fungsi dari suatu sistem, dan memahami proses kerjanya. Selanjutnya adalah mengidentifikasi potensi bahaya yang dapat menimbulkan kerusakan atau kerugian pada asset. Setelah itu yang harus dilakukan adalah menganalisis bahaya tersebut. Analisis bisa secara kualitatif maupun kuantitatif. Pada penelitian kali ini metode yang digunakan untuk mengidentifikasi bahaya adalah HAZOP (*Hazard and Operability*).

II.6.1.1 HAZOP

HAZOP atau *Hazard and Operability* adalah salah satu cara untuk mengidentifikasi potensi bahaya yang terdapat pada suatu proses. Pengidentifikasian meliputi pemeriksaan

terhadap proses yang terjadi pada suatu sistem dan mengevaluasi deviasi atau penyimpangan yang terjadi pada sistem tersebut. Deviasi tersebut didasarkan pada kata-kata kunci yang telah ditentukan sebelumnya. Selain itu HAZOP dapat menjadi dasar dalam penetapan SOP dalam suatu proses didalam sistem.

Langkah umum pengerjaan HAZOP antara lain :

1. Pengidentifikasian keselamatan terkait dengan potensi bahaya (*hazard*) dan permasalahan operasi. Berkaitan dengan perancangan dan operasi sistem tersebut yang dapat berpengaruh terhadap manusia disekitar potensi bahaya.
2. Mengidentifikasi *safeguard* yang ada dan SOP operasinya yang dapat mengurangi kemungkinan terjadinya konsekuensi yang disebabkan oleh potensi bahaya
3. Menentukan dampak dari konsekuensi untuk permasalahan yang diidentifikasi
4. Mengevaluasi ketersediaan *safeguard* dan prosedurnya
5. Rekomendasi tambahan *safeguard* jika diperlukan.

Contoh identifikasi bahaya menggunakan HAZOP dapat dilihat pada gambar 2.5

STUDY TITLE: PROCESS EXAMPLE						SHEET: 2 of 4			
Drawing No.:			REV. No.:			DATE: December 17, 1996			
TEAM COMPOSITION:			LB, DH, EK, NE, MG, JK			MEETING DATE: December 15, 1996			
PART CONSIDERED:			Transfer line from supply tank A to reactor						
DESIGN INTENT:			Material: A Source: Tank for A		Activity: Destination: Reactor	Transfer continuously at a rate greater than B			
No	Guide word	Element	Deviation	Possible causes	Consequences	Safeguards	Comments	Actions required	Action allocated to
4	MORE	Transfer A	More transfer increased flow rate of A	Wrong size impeller Wrong pump fitted	Possible reduction yield Product will contain large excess A	None		Check pump flows and characteristics during commissioning Revise the commissioning procedure	JK
5	LESS	Material A	Less A	Low level in tank	Inadequate net positive suction head Possible vortexing and leading to an explosion Inadequate flow	None	Unacceptable Same as 1	Low-level alarm in tank Same as 1	MG
6	LESS	Transfer A (at rate >B)	Reduced flow rate of A	Line partially blocked, leakage, pump under-performing, etc.	Explosion	None shown	Not acceptable	Same as 2	JK

Figure 1 A revised HAZOP output document

Source AS EC 1198

Figure 1 A typical HAZOP output document

Source AS IEC 61882

Gambar 2. 5 Tabel Identifikasi HAZOP

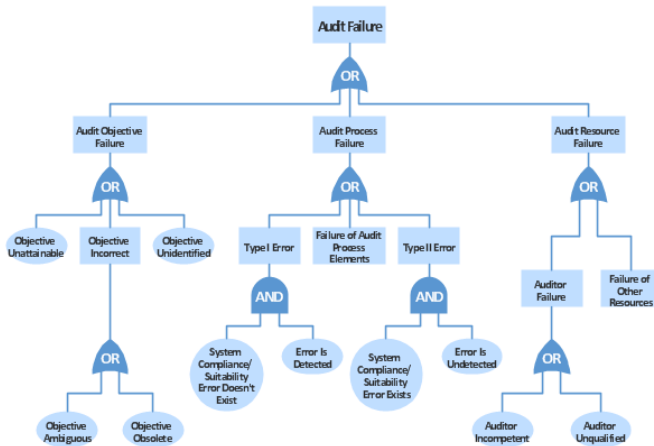
Sumber: <http://www.maintenanceonline.co.uk/article.asp?id=4>

II.6.2 Analisa Frekuensi

Analisa Frekuensi merupakan analisa mengenai seberapa sering atau peluang munculnya suatu kejadian berbahaya. Ada beberapa metode yang dipergunakan dalam menganalisa frekuensi, antara lain

II.6.2.1 *Fault Tree Analysis* (FTA)

FTA (*Fault Tree Analysis*) adalah salah satu metode yang dipergunakan dalam menganalisa frekuensi suatu kejadian berbahaya (*hazardous incident*) dengan menggunakan model logika dari mekanisme kegagalan sistem. Kegagalan sistem dapat dinilai dari kesalahan proses, *safety sytem*, dan *human error*. (Danaher) Tools yang digunakan adalah *Logical Diagram*. *Logical Diagram* ini terdiri dari symbol gate yang mendeskripsikan antara penyebab, dan symbol karakter penyebab kegagalan. Awal dari identifikasi FTA adalah mengidentifikasi kegagalan pada suatu sistem secara umum (*top event*), yang kemudian *top event* tersebut akan di *breakdown* hingga menjadi *basic event*. Keduanya akan dihubungkan dengan *logical gate*. Semua kemungkinan yang didapatkan dari *basic event* akan dihubungkan dengan *AND gate* atau *OR gate*. Contoh dari FTA dapat dilihat pada gambar 2.6

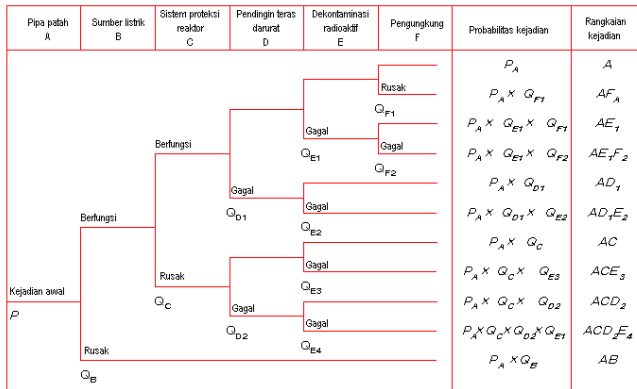


Gambar 2. 6 Fault Tree Analysis

Sumber : <http://www.conceptdraw.com/examples/fta>

II.6.2.2 Event Tree Analysis (ETA)

ETA (*Event Tree Analysis*) adalah metode yang digunakan untuk mengetahui kejadian yang mungkin terjadi dan seberapa besar kemungkinannya berdasarkan *initiating event* yang ada. (Danaher) *Initiating event* adalah suatu kesalahan atau kejadian yang tidak diinginkan yang terjadi pada suatu sistem yang dapat menyebabkan rangkaian bahaya atau kecelakaan. ETA berfungsi untuk mengetahui dan mengavaluasi seberapa besar *initiating event* akan berkembang menjadi suatu bahaya atau kecelakaan yang serius. Contoh dari ETA dapat dilihat pada gambar 2.7



Gambar 2. 7 Event Tree Analysis

Sumber : <http://www.batan.go.id/ensiklopedi/06/01/01/15/06-01-01-15.html>

II.6.3 Analisa Konsekuensi

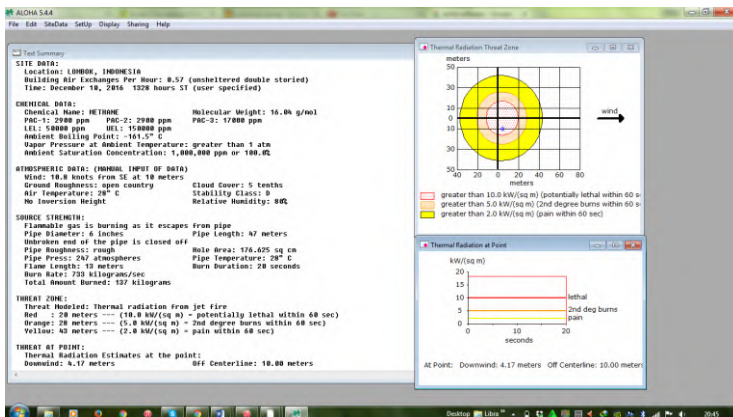
Analisa konsekuensi merupakan analisa mengenai dampak apa yang terjadi yang disebabkan oleh potensi bahaya atau *hazard*. Ada beberapa metode untuk mensimulasikan konsekuensi dari suatu kejadian, antara lain dengan menggunakan perangkat lunak ALOHA 5.4.4

II.6.3.1 ALOHA 5.4.4

ALOHA (*Areal Locations of Hazardous Atmospheres*) adalah program pemodelan untuk memprediksi gerakan dan dispersi gas kimia berbahaya dan sebagai bentuk respon dalam keadaan darurat. ALOHA ini dapat memperkirakan seberapa gas beracun yang keluar saat terjadinya kebocoran dari pipa gas, tangki, tumpahan minyak dan juga menampilkan beberapa skenario kebakaran dan ledakan. (ALOHA, 2007)

Secara umum, ALOHA dapat memodelkan 3 kategori bahaya, dispersi gas, kebakaran, dan ledakan. Dalam pemodelan dispersi gas, ALOHA dapat menunjukkan sebaran gas dengan kondisi lingkungan tertentu serta kadar *toxic* dalam

gas tersebut dalam satuan ppm. Dalam hal kebakaran contohnya *jet fire* atau *pool fire*, ALOHA dapat memprediksi *thermal radiation* dan dampaknya pada sekitar lokasi kebakaran. Sedangkan untuk pemodelan ledakan sebagai contoh BLEVE atau *flash fire*, ALOHA dapat menampilkan *overpressure* dari ledakan dan juga dampaknya ke lingkungan sekitar ledakan. Contoh *fire modelling* dengan menggunakan ALOHA 5.4.4 dapat dilihat pada gambar 2.8



Gambar 2. 8 Fire modelling dengan ALOHA 5.4.4

II.7 *Jet fire*

Jet fire merupakan kebakaran yang menyerupai lidah api akibat adanya difusi turbulen yang dihasilkan oleh gas yang berasal dari tangki atau pipa yang bertekanan tinggi. (HSE)

Jet fire timbul akibat pelepasan natural gas pada fase gas. Hal sangat mungkin terjadi pada sistem CNG karena tekanannya yang sangat tinggi. *Jet fire* pada umumnya dapat menimbulkan kerusakan parah dan kematian. Namun efek dari *jet fire* tidak terlalu luas, hanya terjadi disekitar kebocoran gas.



Gambar 2. 9 *Jet fire*

Sumber : <https://arshadahmad.wordpress.com/>

II.8 *Pool Fire*

Pool fire adalah jenis kebakaran yang disebabkan difusi api yang bergejolak diatas permukaan tanah. Dapat diakibatkan oleh penguapan gas atau minyak, ataupun bahan bakar lainnya. (HSE) Kebakaran ini dapat terjadi secara terus menerus ketika bahan bakar terus menguap. Nyala api pada *pool fire* dibagi menjadi 3, yaitu

1. Zona api kontinyu
2. Zona aapi intermitten
3. Zona kepulan asap



Gambar 2. 10 Pool Fire

Sumber : <http://www.hrdp-idrm.in/>

II.9 Flash fire

Flash fire adalah jenis kebakaran dengan waktu yang singkat, disebut juga dengan api kilat yang umumnya berkisar antara 0-5 detik. Fenomena ini menyerupai ledakan-turbulensi campuran antara flammables gas dan udara yang menyebabkan kebakaran kilat. (HSE)

Ada 2 hal yang menjadi penyebab dari *flash fire*, yang pertama adalah adanya kumpulan flammable *gas/vapour* yang berasal dari *gas dispersion*. Yang kedua adalah karena terdapat kumpulan hidrokarbon atau LNG dalam fase cair membentuk suatu genangan yang biasa disebut dengan *pool fire*.

Selain *flash fire*, api kilat juga sering disebut dengan VCE (*Vapour Cloud Explosion*). Hanya saja perbedaannya adalah VCE berlangsung relatif lebih cepat dari pada *flash fire*. Ada 2 jenis ledakan, yaitu deflagrasi dan detonasi. Ya sering terjadi dalam industri migas adalah deflagrasi. Efek dari *Flash fire* ataupun VCE adalah *overpressure* seperti ledakan pada umumnya.



Gambar 2. 11 *Flash fire*

Sumber : <http://rsta.royalsocietypublishing.org/>

II.10 BLEVE

BLEVE atau *Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion* adalah jenis kebakaran yang diakibatkan oleh bocor atau pecahnya bejana bertekanan karena panas dari luar ataupun tekanan yang berlebih pada suhu diatas titik didih fluida tersebut. (HSE) Jenis kebakaran ini juga dapat disebabkan oleh kesalahan mekanik atau elektro magnetik yang menyebabkan naiknya suhu fluida didalam bejana. Pada umumnya *BLEVE* dapat menimbulkan *fire ball*, serpihan dan *overpressure* secara bersamaan.



Gambar 2. 12 BLEVE

Sumber : <http://www.unknownexplorers.com>

II.11 Gas dispersion

Gas dispersion merupakan peristiwa rilisnya gas dalam fase gas akibat adanya kebocoran pipa atau komponen lain dalam suatu fasilitas. (HSE) Ada beberapa kemungkinan fenomena ini terjadi dalam fasilitas gas, antara lain :

1. Gas ada pada dalam tekanan yang tinggi
2. Kebocoran pipa, katup atau komponen lain
3. Tidak ada sumber panas atau api

Akibat yang ditimbulkan oleh *Gas dispersion* adalah gangguan fungsi pernapasan manusia akibat berkurangnya kadar oksigen di udara bebas.



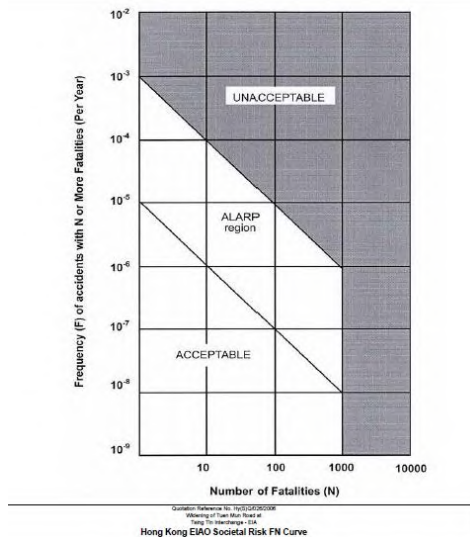
Gambar 2. 13 Gas dispersion

Sumber : <http://www.exponent.com/>

II.12 *F-N Curve*

F-N Curve adalah kurva yang menunjukkan hubungan antara “F” sebagai frekuensi kejadian dan juga “N” sebagai jumlah korban yang terkena dampak kejadian. *F-N Curve* terdiri dari 2 sumbu, sumbu X merepresentasikan jumlah korban, dan sumbu Y merepresentasikan frekuensi kejadian. Keduanya disajikan melalui perpotongan sumbu yang menghasilkan jumlah korban per satuan waktu (pada umumnya tahun).

Pada tugas akhir ini, representasi risiko akan disajikan sesuai dengan standar *Hongkong Government Risk Guidelines (HKRG)*. *Acceptance criteria* dari risiko ini apabila nilai risiko berada dalam fase *acceptable* atau ALARP (*As Low As Reasonably Practicable*) dengan nilai antara $1,00\text{E-}03$ hingga $1,00\text{E-}05$. (Lewis & Steve, 2007)



Gambar 2. 14 *F-N Curve*

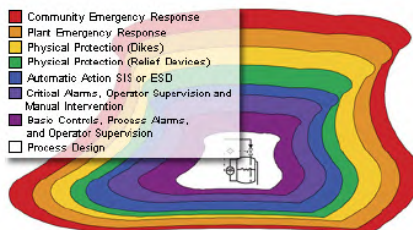
Sumber : Hongkong Government Risk Guidelines (HKRG)
Societal risk FN Curves

II.12 LOPA (*Layer of Protection Analysis*)

Dari *F-N Curve* didapatkan hasil tingkat risiko yang terjadi. Apabila risiko tersebut tidak dapat ditolerir, maka harus dilakukan upaya mitigasi. Dengan menggunakan LOPA bahaya dan risiko dapat dievaluasi, dan dapat memberikan perlindungan dari risiko yang tidak bisa ditolerir tersebut. LOPA memiliki sifat kualitatif yang dicirikan dengan penggunaan metode HAZOP maupun kuantitatif yang dicirikan dengan penggunaan FTA dan ETA. (Prasetya, 2013)

Tujuan utama dari LOPA adalah memastikan lapisan perlindungan untuk mengantisipasi risiko yang akan terjadi atau kemungkinan bahaya yang muncul. Pada tugas akhir ini, analisa LOPA akan dilakukan dengan mengacu pada standar IEC 61511 – *Functional safety – Safety instrumented systems for the process industry sector*. Berikut langkah – langkah dalam menggunakan metode LOPA :

1. Identifikasi skenario.
2. Memilih skenario kecelakaan.
3. Mengidentifikasi kejadian awal dari skenario dan menentukan frekuensi kejadian awal(kejadian per tahun).
4. Identifikasi *Independent Protection Layer* (IPL) dan memperkirakan kemungkinan kegagalan pada permintaan masing-masing IPL.
5. Memperkirakan risiko dari skenario.



Gambar 2. 15 *Layer of Protection Analysis*

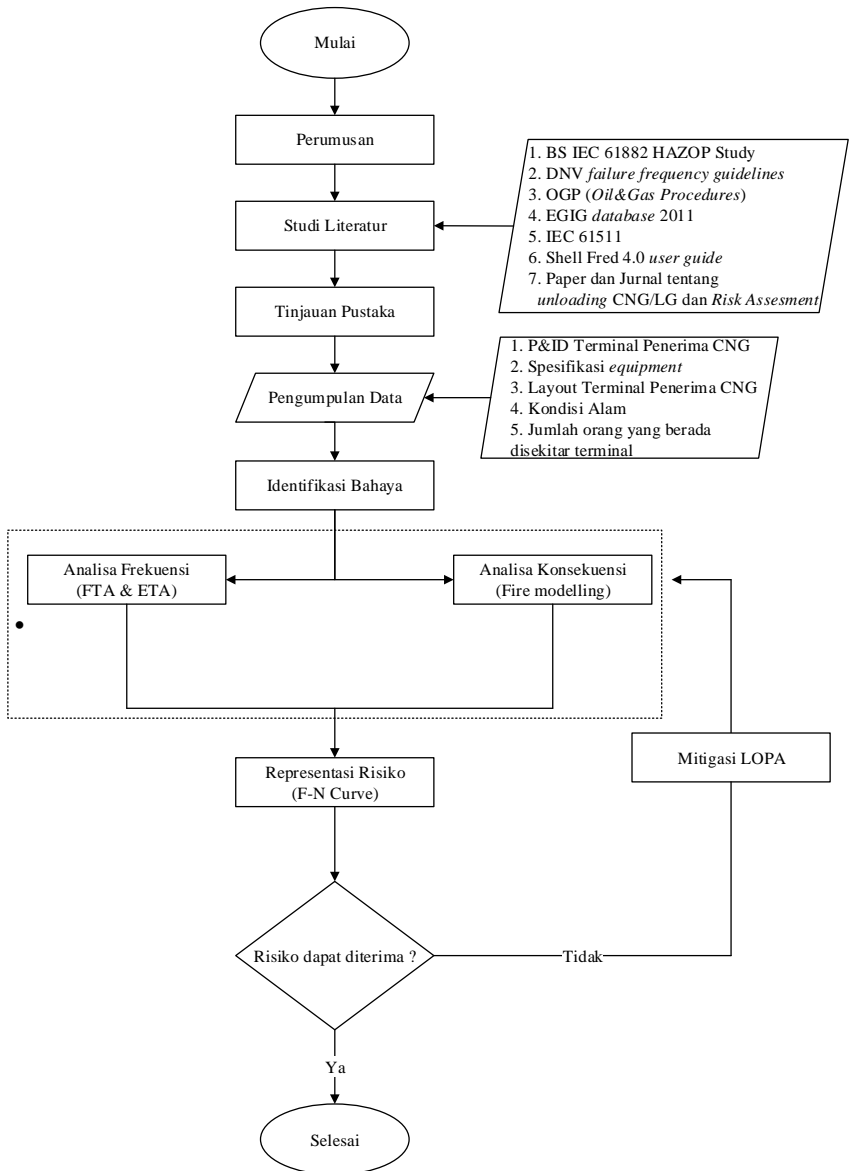
Sumber : Hendra et al, 2010

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB III

METODOLOGI

Metodologi penelitian adalah gambaran umum mengenai prosedur dan langkah-langkah pengerjaan suatu penelitian. Dalam metodologi penelitian ini, akan diuraikan tahap demi tahap yang akan dilakukan dalam pengerjaan tugas akhir ini. Adapun tahapan-tahapannya dijelaskan dalam *flow chart* berikut :



Untuk mendapatkan hasil yang baik dan terstruktur, dalam pengerjaan skripsi ini diperlukan prosedur dan langkah-langkah pengerjaan yang sistematis. Adapun langkah-langkah yang dilakukan dalam tugas akhir ini antara lain

III.1 Perumusan Masalah

Perumusan masalah merupakan tahap awal dalam pelaksanaan tugas akhir. Tahap ini merupakan tahap yang sangat penting, dimana pada tahap ini terdapat alasan mengapa suatu permasalahan yang ada harus dipecahkan sehingga layak untuk dijadikan bahan dalam tugas akhir. Pencarian masalah dilakukan dengan cara menggali informasi mengenai masalah yang terjadi pada saat ini. Dari tahap ini juga, tujuan mengapa tugas akhir yang dikerjakan ini dapat diketahui.

III.2 Studi Literatur

Setelah suatu permasalahan sudah diketahui, maka selanjutnya adalah studi literatur. Dimana yang harus dilakukan pada tahap ini adalah mencari referensi permasalahan-permasalahan yang ada berikut solusinya dan juga mempelajari kedua hal tersebut untuk diimplementasikan pada tugas akhir ini. Sehingga jelas apa saja yang harus dilakukan agar permasalahan tersebut dapat terpecahkan. Studi literatur dapat dilakukan dengan cara membawa paper, jurnal, *guidelines*, atau standar acuan yang berhubungan dengan permasalahan yang akan dipecahkan. Dalam hal ini referensi yang akan di pakai adalah sebagai berikut :

1. BS IEC 61882;2001 *HAZOP Study guidelines*
2. DNV *failure frequency guidance*
3. OGP (*International Oil and Gas Procedures*)
4. IEC 61511
5. ALOHA 5.4.4 *user guide*
6. Paper dan jurnal tentang *unloading LNG/CNG*
7. Paper dan jurnal tentang *Societal Risk Assesment*

III.3 Pengumpulan Data

Selanjutnya adalah pengumpulan data yang bertujuan memperoleh data dan informasi yang menunjang pengerjaan tugas akhir. Dalam hal ini data yang dibutuhkan antara lain :

1. P&ID CNG Terminal Penerima CNG
2. Spesifikasi *equipment*
3. Layout Terminal Penerima CNG
4. Kondisi Alam
5. Jumlah orang yang berada di sekitar terminal

III.4 Identifikasi Bahaya

Pada tahap selanjutnya dilakukan Identifikasi bahaya dengan menggunakan HAZOP yang mengacu pada P&ID dan data lain yang ada. Proses Identifikasi antara lain :

1. Memahami seluruh proses yang ada di Terminal Penerima CNG
2. Memahami kegiatan operasinya
3. Mendefinisikan setiap sistem yang ada, setelah itu dilakukan pembagian node
4. Melakukan identifikasi deviasi pada setiap node
5. Identifikasi penyebab dan konsekuensi pada setiap node
6. Identifikasi *safeguard* yang ada
7. Mengisi tabel HAZOP dan analisa sebagai datanya

III.5 Analisa Frekuensi

Tujuan dari analisa ini adalah untuk mengetahui nilai probabilitas dari setiap kegagalan yang terjadi pada setiap komponen dalam sistem. Dalam tugas akhir ini akan digunakan FTA dan ETA sebagai metode analisa frekuensinya. Analisa ini dibuat berdasarkan HAZOP yang telah dibuat.

Langkah – langkah pembuatan FTA adalah sebagai berikut :

1. Mengidentifikasi masukan dan batasan
2. Membuat diagram *fault tree* dengan bantuan perangkat lunak *Relx*
3. Identifikasi *cut set*

4. Analisa dengan *cut set*
5. Analisa Kuantitatif

Sedangkan langkah – langkah pembuatan ETA adalah sebagai berikut :

1. Mendefinisikan masukan dan batasan.
2. *Initiating event* menggunakan nilai dari probabilitas dari hasil FTA.
3. Menentukan nilai probabilitas-probabilitas yang memungkinkan sebuah *initiating event* berkembang menjadi konsekuensi.

III.6 Analisa Konsekuensi

Analisa Konsekuensi bertujuan untuk mengetahui kejadian atau bahaya apa yang mungkin dapat terjadi yang disebabkan oleh *hazard* dan dampaknya. Dalam tugas akhir ini analisa konsekuensi akan dimodelkan dengan menggunakan perangkat lunak ALOHA 5.4.4. Konsekuensi yang akan di simulasikan berupa *jet fire*, *flash fire*, dan *gas dispersion*

III.7 Representasi Risiko

Berdasarkan identifikasi bahaya, frekuensi, dan konsekuensi yang sudah didapatkan, langkah selanjutnya adalah menganalisa risiko untuk menentukan tingkat risiko dari masing-masing skenario. Untuk mengetahui tingkatan risiko dari masing-masing skenario, *F-N Curve* menjadi metode yang paling tepat untuk merepresentasikannya. Dan pada tugas akhir ini *F-N Curve* yang digunakan menggunakan standar *Hongkong Government Risk Guidelines (HKG)*.

III.8 Mitigasi

Apabila tingkat risiko berada pada tingkat yang tidak dapat diterima, maka mitigasi perlu dilakukan. Dalam hal ini rekomendasi tindakan mitigasi akan diberikan melalui analisa LOPA (*Layer of Protection Analysis*). Dari LOPA akan

diketahui IPL (*Independent Protection Layer*) yang dimiliki oleh suatu sistem yang risikonya tidak dapat ditolerir tersebut, dan apabila tingkat perlindungan suatu sistem masih tidak bisa ditolerir, maka ditambahkan IPL lagi supaya risiko tersebut dapat ditolerir.

BAB IV

ANALISA DAN PEMBAHASAN

IV.1 Gambaran Umum

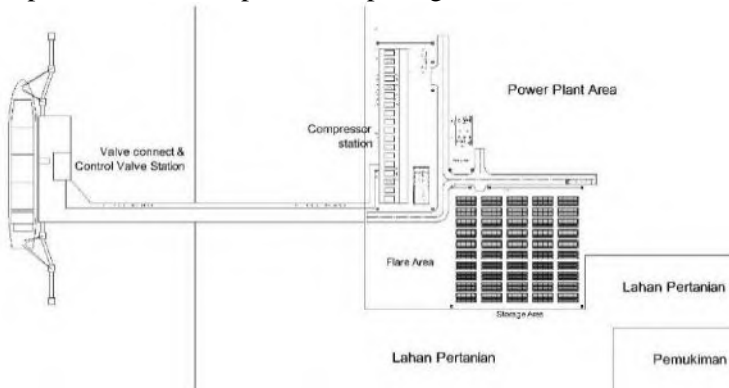
Pada tugas akhir ini objek yang digunakan dalam penilaian risiko sosial adalah proyek pembangunan PLTG Lombok Peaker 150 MW yang telah direncanakan oleh PLN dalam RUPTL 2014-2024. Fasilitas tersebut akan dibangun tepatnya di Jl. Arya Banjar Getas, kota Mataram. Proyek tersebut berupa PLTG dan Terminal penerima CNG berkapasitas 21,18 MMSCf yang akan disuplai gas oleh CNG *plant* Gresik menggunakan kapal CNG berkapasitas 22,43 MMSCf.

IV.2 Data

Data yang diperlukan dalam tugas akhir ini antara lain:

1. *Layout* dan data operasi unloading Terminal Penerima CNG di Pembangkit Lombok Peaker.

Layout Pembangkit Lombok Peaker merupakan denah dari Terminal Penerima Pembangkit Lombok Peaker yang merupakan terminal penerima CNG. *Layout* terminal penerima CNG dapat dilihat pada gambar 4.1



Gambar 4. 1 *Layout* Terminal Penerima CNG

Selain itu juga didapatkan data-data operasi *unloading* dari Terminal Penerima, antara lain :

- a. Data fluida kerja : CH₄ (*Methane*)
 - b. Tekanan operasi : 16-250 bar
 - c. Temperatur operasi : *ambient*
2. P&ID *unloading system*
Ada beberapa P&ID yang digunakan dalam penelitian ini antara lain :
- P&ID *Valve connect*
 - P&ID *Control Valve Station*
 - P&ID *Compressor & Cooler package*
 - P&ID *Storage*
3. Data teknis *unloading*
Beberapa data teknis *unloading* CNG pada Terminal Penerima dapat dilihat pada tabel 4.1

Tabel 4. 1 Spesifikasi Teknis Terminal Penerima CNG

No.	Spesifikasi Teknis Fasilitas	Perkiraan	Perkiraan
1.	Rata rata kebutuhan gas	4,9 MMscfd	5.770,231 m ³ /jam
2.	Kapasitas <i>Storage</i>	21,188 MMscf	24.950,95 m ³
3.	<i>Unloading rate</i>	1,5 MMscf/jam	
4.	<i>Berth/unberth</i>	3 jam	
5.	Waktu <i>unloading</i>	12 jam	

4. Data Lingkungan
Data lingkungan yang didapatkan yaitu berupa kondisi lingkungan disekitar lokasi Terminal Penerima CNG. Data-data tersebut antar lain
- Suhu udara : 23-33° C
 - Kelembaban : 67-98 %
 - Kecepatan angin : 10,8 knots

- Curah hujan : 0,5 mm/tahun
5. *Data Receiver*
- Jumlah operator
 - a. *Jetty* : 4 orang
 - b. *CNG Ship* : 21 orang
 - c. *Compressor* : 6 orang
 - d. *Storage area* : 2 orang
 - Jumlah orang disekitar fasilitas non operator
 - a. Barat : Pantai (tidak diketahui)
 - b. Timur : *Power plant area* (tidak diketahui)
 - c. Utara : *Office terminal* (9 orang)
 - d. Selatan :Pemukiman (120 orang) dan persawahan (tidak diketahui)

Semua data diatas dianalisa sesuai dengan permasalahan yang akan diteliti dan batasan masalah yang ada.

IV.3 HAZOP Study

Hazard and Operability Study atau yang lebih dikenal dengan HAZOP adalah salah satu metode yang dipergunakan dalam mengidentifikasi bahaya pada sebuah proses kimia. Pendekatan yang dilakukan pada HAZOP adalah mengidentifikasi penyimpangan-penyimpangan yang ada pada sebuah sistem. Sesuai dengan standar BS IEC 61882 tentang HAZOP *guidelines*. Pengidentifikasian bahaya dilakukan dengan menggabungkan *guidewords* dan parameter pada P&ID fasilitas yang ingin diteliti.

IV.3.1 Pembagian Node

Untuk memudahkan identifikasi, maka P&ID fasilitas harus dibagi menjadi beberapa sistem yang biasa disebut dengan node. Pembagian node didasari oleh fungsi dari setiap sub sistem yang ada. Pembagian node pada fasilitas Terminal Penerima CNG dapat dilihat pada tabel 4.2

Tabel 4. 2 Pembagian Node

No	Node	Deskripsi
1	<i>Valve Connect</i>	Transfer CNG dari kapal menuju ke <i>control valve station</i>
2	<i>Control Valve Station</i>	Mengontrol aliran dan tekanan CNG sesuai <i>inlet compressor</i>
3	<i>Compressor package</i>	Memindahkan CNG menuju <i>Storage</i>
4	<i>Cooler</i>	Media pendingin CNG
5	<i>Storage</i>	Menyimpan CNG untuk selanjutnya digunakan oleh pembangkit

Berikut adalah penjelasan teknis mengenai setiap node yang telah dibagi,

1. Node 1, *Valve Connect*

Pada sub sistem ini terdapat proses transfer CNG dari kapal menuju ke *jetty*. *Valve Connect* adalah suatu instrumen yang berupa *hose* dan juga konektornya yang berada di *jetty*. Pertama-tama gas diturunkan tekanannya sesuai kondisi transfer. Gas dialirkan dari kapal melalui *quick connect* (QO). Setelah itu menuju 2 percabangan dan melalui 2 *manual valve*, yaitu JO-1 dan JO-2. Dua percabangan ini bertujuan untuk menghindari kegagalan sistem. Untuk lebih jelasnya dapat dilihat pada lampiran A.

Operating pressure : 16-20 bar

Operating temperature : *ambient*

2. Node 2, *Control Valve Station*

Pada sub sistem ini CNG dari *Valve Connect* akan ditransfer melalui *hose* dengan diameter 4 inch menuju ke *Control Valve Station* yang juga terletak diatas *jetty*. Sistem ini memiliki 2 fungsi antara lain, untuk mengurangi tekanan gas apabila melebihi *operating*

pressure, dan untuk sistem *purging*. Gas masuk ke *Control Valve Station* melalui 2 percabangan pipa yang masing-masing berdiameter 4 inch yang berasal dari *Valve Connect*. Pada masing-masing percabangan terdapat *pressure reducing system* (SF-J1 – SF-J4) yang berupa 2 *safety relief valve* pada masing-masing pipa. Sistem ini berfungsi untuk mengurangi tekanan gas apabila melebihi *operating pressure*. Setelah itu, percabangan pipa menjadi satu kembali pada pipa 6 inch. Pada jalur ini terdapat 1 *pressure reducing system* (SF-J5 & SF-J6) yang berfungsi sama dengan sistem yang sebelumnya. Pada jalur pipa ini juga terdapat 1 *non return valve* (CO-1) dan 1 *manual valve* (JO-3). Dari *Control Valve Station* ini kemudian gas disalurkan menuju kompresor dengan melewati pipa diatas *trestle* sepanjang 200 meter. Untuk lebih jelasnya dapat dilihat pada lampiran A.

Operating pressure : 16-20 bar

Operating temperature : *ambient*

3. Node 3, *Compressor package*

Pada sub sistem *Compressor package*, gas selanjutnya akan dimampatkan hingga mencapai tekanan 250 bar. *Compressor package* memiliki beberapa *valve* antara lain *manual valve* (CV-1 - CV-18) untuk buka tutup aliran dan juga *safety relief valve* (SF-C1 – SF-C18) untuk mencegah terjadinya *overpressure*. Selanjutnya gas akan didinginkan dengan CNG *cooler*. Untuk lebih jelasnya dapat dilihat pada lampiran A.

Operating pressure : 250 bar

Operating temperature : *ambient*

Amount : 16 *online*, 2 *standby*

4. Node 4, *Cooler*

Pada sub sistem *cooler* ini CNG akan didinginkan supaya gas dapat lebih mampat lagi, sehingga optimal untuk disimpan. Gas yang telah di kompresi kemudian

didinginkan secara bertahap sesuai stage kompresor. Terdapat 3 indikator dalam sistem ini yaitu *temperature indicator*, *pressure indicator*, dan *thermostatic valve*. Kemudian setelah temperatur untuk penyimpanan tercapai, selanjutnya gas yang berasal dari 16 kompresor dan *cooler* akan di salurkan ke CNG *storage* melalui 2 pipa yang masing-masing berdiameter 4 inch. Untuk lebih jelasnya dapat dilihat pada lampiran A.

Operating pressure : 250 bar

Operating temperature : 48 to 35 deg C

Amount : 16 *online*, 2 *standby*

5. Node 5, *Storage*

Pada sub sistem ini CNG akan di simpan di dalam *Pressure Vessel* yang terhimpun pada suatu *tube skid*. Gas yang telah terkompresi dan didinginkan akan masuk melalui *priority panel*. *Priority panel* adalah instrumen untuk mengatur pengisian gas pada *tube skid*. Gas dialirkan melalui pipa berdiameter 6 inch (ST-6”), kemudian bercabang ke *bank A* dan *bank B* melalui 2 pipa berdiameter 6 inch (ST-1-6” dan ST-2-6”). Masing-masing bank dibagi lagi menjadi 5 *sub bank*, *sub bank* 1A – 5A dan *sub bank* 1B – 5B. Gas disalurkan melalui pipa berdiameter 2 inch (ST-1-A-2” – ST-5-A-2”) untuk *tube skid* pada *sub bank A* dan (ST-1-B-2” – ST-5-A-2”) untuk *tube skid* pada *sub bank B*. Selanjutnya pada masing-masing *tube skid* terdapat 1 *manual valve* dan 1 *pressure indicator*. Dan pada masing-masing *pressure vessel* terdapat 2 *Pressure Relief Device* sebagai pengaman apabila *pressure vessel* mengalami *overpressure* melebihi batasnya. Untuk lebih jelasnya dapat dilihat pada lampiran A.

Operating pressure : 250 bar

Operating temperature : 35 deg C

Amount : 2 bank
 2 sub bank
 100 tube skid
 9 pressure vessel/tube skid

IV.3.2 Penentuan Deviasi Sistem

Deviasi merupakan penyimpangan dari parameter proses. Dengan kata lain adalah perpaduan dari *guidewords* dan parameter proses. Parameter proses merupakan ukuran yang digunakan untuk mengetahui kondisi sistem. Seperti *pressure*, *temperature*, *flow*, *contamination*. Sedangkan *guidewords* merupakan batasan batasan yang menunjukkan penyimpangan-penyimpangan yang terjadi. Seperti, *no*, *more*, *less*, *as well as*, dan lain sebagainya. Sebagai contoh deviasi yang umum dipakai dalam analisa ini adalah *more pressure*, dan *no flow*.

IV.3.3 Penentuan Cause dan Consequences

Cause (penyebab kejadian) sangat erat kaitannya dengan *Consequences* (konsekuensi kejadian). Dari deviasi sistem dapat dianalisa penyebab dari deviasi tersebut. Dan dari *cause* dapat diketahui pula konsekuensi yang ditimbulkan pada sistem. Sebagai contoh, dalam suatu sistem terjadi deviasi *more pressure*. Hal ini dapat disebabkan oleh adanya *valve* yang tidak dapat terbuka dengan sempurna atau tidak dapat terbuka sama sekali saat terjadi proses. Hal ini dapat menyebabkan peningkatan tekanan atau *overpressure* dan dapat berakibat bocornya pipa dikarenakan tidak dapat menahan tekanan. Kebocoran pipa juga mengakibatkan *gas release* ke atmosfer dan jika ada sumber api maka dapat terjadi ledakan atau kebakaran.

IV.3.4 Penentuan Safeguards

Safeguards merupakan instrumen yang terpasang pada sistem untuk deteksi dini dan atau menanggulangi konsekuensi akibat adanya deviasi sistem. *Safeguards* pada sistem dapat

berupa indikator dari parameter yang ada pada sistem, atau instrumen lain yang dapat menanggulangi deviasi. Seperti *pressure relief valve* yang dapat menanggulangi *overpressure*.

IV.3.5 Penentuan *Comments* dan *Action Required*

Comments merupakan tanggapan mengenai kondisi sistem apabila terjadi deviasi. Tanggapan yang di berikan dapat berupa diterima atau tidaknya suatu kondisi apabila deviasi terjadi. Sebagai contoh apabila terjadi *overpressure* dan *gas release* ke atmosfer yang dapat menimbulkan bahaya, maka tanggapan yang diberikan adalah tidak dapat diterima.

Action Required merupakan rekomendasi yang dilakukan apabila deviasi pada sistem terjadi. Dapat berupa penambahan *safeguards*, atau penanganan secara prosedur.

Hasil analisa HAZOP dapat dilihat pada tabel 4.3-4.7 berikut.

Tabel 4.3 Node 1 Valve Connect

STUDY TITLE		=	CNG LOMBOK STATION				SHEET	=	1 of 3
DRAWING NO		=	01-42.100.056-JT			NODE :	1	P&ID	
PART CONSIDERED		=	PARTS OF VALVE CONNECT						
DESIGN INTENT	=	MATERIAL : CNG			DESIGN PRESS	-	ACTIVITY :		
		ACTIVITY : TRANSFER CNG			DESIGN TEMP	-	Transfer CNG from Ship into Storage		
		SOURCE : CNG SHIP			OPERATING PRESS	16-20 bar			
		DESTINATION : CONTROL VALVE ST			OPERATING TEMP	ambient			
NO	GUIDE WORD	DEVIATION	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	COMMENTS	ACTION REQUIRED		
1	No	No Flow	Quick connect blocked, Valve JO-1 or JO-2 blocked	1. No Supply CNG	None shown	Situation not acceptable	Consider installation flow meter after valve JO-1 and JO-2		
			Decompressing unit in CNG carrier failure	2. Power plant shutdown	None shown				
2	More	More Pressure	Quick connect blocked, Valve JO-1 or JO-2 blocked	Pipe/Equipment Leak and gas release and lead to : 1. Jet fire (immediate ignition) 2. Flash fire (delayed ignition and no confinement) 3. Explosion (delayed ignition and confinement) 4. Gas dispersion (no ignition)	Pressure indicator	Situation not acceptable	Flexible hose/pipe must design to hold overpressure		
			Decompressing unit in CNG carrier couldn't reduce pressure to transfer condition						
3	More	More Temperature	Overpressure in flexible hose/pipe	Pipe/Equipment Rupture and gas release and lead to : 1. Jet fire (immediate ignition) 2. Flash fire (delayed ignition and no confinement) 3. Explosion (delayed ignition and confinement) 4. Gas dispersion (no ignition)	Temperature Indicator	Situation not acceptable	Flexible hose/pipe must design to hold overpressure		
			Flow rate is too high						

Lanjutan dari halaman sebelumnya

4	Reserve	Reserve Flow	Valve JO-1 or JO-2 blocked	Potential reserve flow leading to equipment damage	None shown	Situation not acceptable	Consider to replace manual valve JO-1 and JO-2 to nonreturn valve
5	Other Than	Other Than Destination	Flexible hose/pipe rupture, Flange/join leak, and gas leakage before reach control valve station	Environmental contamination and leading to explosion 1. Jet fire (immediate ignition) 2. Flash fire (delayed ignition and no confinement) 3. Explosion (delayed ignition and confinement) 4. Gas dispersion (no ignition)	Pressure Indicator Integrity of flexible hose	Situation not acceptable	Specify that proposed flow trip should have a sufficiently rapid response to prevent an explosion
6	Other Than	Other Than Maintenance		No additional significant issues of cause identified			
7	Other Than	Other Than Operation		No additional significant issues of cause identified			
8	Other Than	Other Than External Factor		No additional significant issues of cause identified			
9	Other Than	Other Than Instrumentation		No additional significant issues of cause identified			
10	Other Than	Other Than Occupational Safety		No additional significant issues of cause identified			
11	Other Than	Other Than Drawing		No additional significant issues of cause identified			

Lanjutan dari halaman sebelumnya

				Corrosion leading to leakage of gas and potential fire	N2 Purging process		
12	Other Than	Other Than Corrosion	Too much water content, sour gas (H2S), and O2 that cause corrosion in pipe line	1. Jet fire (immediate ignition) 2. Flash fire (delayed ignition and no confinement) 3. Explosion (delayed ignition and confinement) 4. Gas dispersion (no ignition)	Integrity of piping	Situation not acceptable	Wall thickness of piping, protection coating and periodically inspection
13	As Well As	As Well As Contamination	Any other gas in CNG system	if contaminated non-flammable gas/element leading to decreased quality of CNG	None Shown	Situation not acceptable	Check contents of gas, and ensure that no other gas at valve connect
			Uncomplete N2 purging process	if contaminated flammable gas/element such as O2 leading to potential of fire and explosion			Provide SOP to control PH at this system

Tabel 4. 4 Node 2 Control Valve Station

STUDY TITLE	=	CNG LOMBOK STATION				SHEET	=	1 of 3
DRAWING NO	=	01-42 100 056-JT				NODE :	2	P&ID
PART CONSIDERED	=	PARTS OF CONTROL VALVE STATION						
DESIGN INTENT	=	MATERIAL : CNG		DESIGN PRESS	-	ACTIVITY :		
		ACTIVITY : TRANSFER CNG		DESIGN TEMP	-	Transfer CNG from Ship into Storage		
		SOURCE : VALVE CONNECT		OPERATING PRESS	16-20 bar			
		DESTINATION : CNG COMPRESSOR		OPERATING TEMP	ambient			
NO	GUIDE WORD	DEVIATION	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	COMMENTS	ACTION REQUIRED	
1	No	No Flow	Valve JO-1 and JO-2 or JI-1 and JI-2 blocked	1. No Supply CNG 2. Power plant shutdown	None shown	Situation not acceptable	Consider installation flow meter before valve HS-J1, HS-J2	
2	More	More Pressure	One of valve in control valve station blocked Decompressing unit in CNG carrier couldn't reduce pressure to transfer condition	Pipe/Equipment leak because over pressure and lead to 1. Jet fire (immediate ignition) 2. Flash fire (delayed ignition and no confinement) 3. Explosion (delayed ignition and confinement) 4. Gas dispersion (no ignition)	1. Safety Valve 2. Pressure indicator	Situation not acceptable	Consider installation gas detector	
3	More	More Temperature	Overpressure in pipeline Flow rate is too high	Pipe/Equipment leak because over pressure and lead to 1. Jet fire (immediate ignition) 2. Flash fire (delayed ignition and no confinement) 3. Explosion (delayed ignition and confinement) 4. Gas dispersion (no ignition)	Temperature Indicator	Situation not acceptable	Consider installation gas detector	

Lanjutan dari halaman sebelumnya

4	Reserve	Reserve Flow	Valve HS-J1,J2 and JI-1,JI-2 blocked Pressure in this system greater than in valve connect	Potential reserve flow leading to equipment damage	Non return valve	Situation not acceptable	Consider to add nonreturn valve before valve JI-1 and JI-2
5	Other Than	Other Than Destination	Line rupture, and gas leakage before reach compressor	Enviromental contamination and lead to 1. Jet fire (immediate ignition) 2. Flash fire (delayed ignition and no confinement) 3. Explosion (delayed ignition and confinement) 4. Gas dispersion (no ignition)	Pressure Indicator Integrity of piping	Situation not acceptable	Specify that proposed flow trip should have a sufficiently rapid response to prevent an explosion
6	Other Than	Other Than Maintenance		No additional significant issues of cause identified			
7	Other Than	Other Than Operation		No additional significant issues of cause identified			
8	Other Than	Other Than External Factor		No additional significant issues of cause identified			
9	Other Than	Other Than Instrumentation		No additional significant issues of cause identified			
10	Other Than	Other Than Occupational Safety		No additional significant issues of cause identified			
11	Other Than	Other Than Drawing		No additional significant issues of cause identified			

Lanjutan dari halaman sebelumnya

12	Other Than	Other Than Corrosion	Too much water content, sour gas (H2S), and O2 that cause corrosion in pipe line	Corrosion leading to leakage of gas and potential fire	N2 Purging process	Situation not acceptable	Wall thickness of piping, protection coating and periodically inspection
				1. Jet fire (immediate ignition) 2. Flash fire (delayed ignition and no confinement) 3. Explosion (delayed ignition and confinement) 4. Gas dispersion (no ignition)	Integrity of piping		
13	As Well As	As Well As Contamination	Any other gas in CNG system	if contaminated non-flammable gas/element leading to decreased quality of CNG	None Shown	Situation not acceptable	1. Check contents of gas, and ensure that no other gas in pipeline
			Uncomplete N2 purging process Valve NI-1 and CO-2 fail to close	if contaminated flammable gas/element such as O2 leading to potential of fire and explosion decreased transfer gas to storage, gas trapped in purging line			2. Provide SOP to control PH at compressor package
14	Late	Late Fire Suppressor	Gas detector fail to detect gas release from system	Environmental contamination and lead to 1. Jet fire (immediate ignition) 2. Flash fire (delayed ignition and no confinement)	None Shown	Situation not acceptable	Routine check and inspection of safety instrument
			Fire Suppressor valve fail to open	3. Explosion (delayed ignition and confinement) 4. Gas dispersion (no ignition)			

Tabel 4. 5 Node 3 Compressor Package

STUDY TITLE	=	CNG LOMBOK STATION			SHEET	=	1 of 3
DRAWING NO	=	02-42 100 056-CP			NODE :	3	P&ID
PART CONSIDERED	=	PARTS OF COMPRESSOR PACKAGE					
DESIGN INTENT	=	MATERIAL : CNG		INLET PRESS	16-20 barg	ACTIVITY :	
		ACTIVITY : COMPRESSING CNG		OUTLET PRESS	250 barg	Transfer CNG from Ship into Storage	
		SOURCE : CONTROL VALVE ST		CAPACITY	2450-3000 Nm ³ /hr		
		DESTINATION : CNG COOLER		AMOUNT	16 online, 2 standby		
NO	GUIDE WORD	DEVIATION	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	COMMENTS	ACTION REQUIRED
1	No	No Flow	Valve or line in control valve station blocked	1. No Supply CNG 2. Power plant shutdown	None shown	Situation not acceptable	Consider installation flow meter before compressor
2	More	More Pressure	Safety valve in control valve station fail to reduce pressure as requirement inlet pressure compressor	Compressor damage and lead to 1. Jet fire (immediate ignition) 2. Flash fire (delayed ignition and no confinement) 3. Explosion (delayed ignition and confinement) 4. Gas dispersion (no ignition)	PRD (Pressure Release Device) Pressure Indicator	Situation not acceptable	Routine check Emergency Alarm and Emergency Shutdown Device to prevent potential damage
3	More	More Temperature	Overpressure in pipeline Flow rate is too high	Pipe/equipment leak because overpressure and lead to : 1. Jet fire (immediate ignition) 2. Flash fire (delayed ignition and no confinement) 3. Explosion (delayed ignition and confinement) 4. Gas dispersion (no ignition)	None shown	Situation not acceptable	Consider installation temperature indicator in compressor package

Lanjutan dari halaman sebelumnya

4	Reserve	Reserve Flow	Valve or line blocked	Potential reserve flow leading to compressor damage	None Shown	Situation not acceptable	Consider to replace nonreturn valve after each compressor
5	Other Than	Other Than Destination	Line rupture, and gas leakage before reach CNG Cooler	Enviromental contamination and lead to 1. Jet fire (immediate ignition) 2. Flash fire (delayed ignition and no confinement) 3. Explosion (delayed ignition and confinement) 4. Gas dispersion (no ignition)	Pressure Indicator Integrity of piping	Situation not acceptable	Specify that proposed flow trip should have a sufficiently rapid response to prevent an explosion
6	Other Than	Other Than Maintenance		No additional significant issues of cause identified			
7	Other Than	Other Than Operation		No additional significant issues of cause identified			
8	Other Than	Other Than External Factor		No additional significant issues of cause identified			
9	Other Than	Other Than Instrumentation		No additional significant issues of cause identified			
10	Other Than	Other Than Occupational Safety		No additional significant issues of cause identified			
11	Other Than	Other Than Drawing		No additional significant issues of cause identified			

Lanjutan dari halaman sebelumnya

12	Other Than	Other Than Corrosion	Too much water content, sour gas (H ₂ S), and O ₂ that cause corrosion in compressor package	Corrosion cause reduce performance, and lifetime of compressor	N ₂ Purging process Integrity of piping	Situation not acceptable	Consider to install dryer unit before compressor package
13	As Well As	As Well As Contamination	Any other gas in CNG system	if contaminated non-flammable gas/element leading to decreased quality of CNG	None Shown	Situation not acceptable	1. Check contents of gas, and ensure that no other gas at compressor package
			Uncomplete N ₂ purging process	if contaminated flammable gas/element such as O ₂ leading to potential of fire and explosion			2. Provide SOP to control PH at compressor package

Tabel 4. 6 Node 4 Cooler

STUDY TITLE	=	CNG LOMBOK STATION			SHEET	=	1 of 4
DRAWING NO	=	02-42.100.056-CP		NODE :	4	P&ID	
PART CONSIDERED	=	PARTS OF CNG COOLER					
DESIGN INTENT	=	MATERIAL : CNG AND WATER	DESIGN PRESS (SHELL/TUBE)	7/263 bar	ACTIVITY :		
		ACTIVITY : COOLING CNG	DESIGN TEMP (SHELL/TUBE)	65/65 °C			
		SOURCE : CNG COMPRESSOR	OP. TEMP INLET (SHELL/TUBE)	30/48 °C			
		DESTINATION : CNG STORAGE	OP. TEMP OUTLET (SHELL/TUBE)	39/35 °C	Transfer CNG from ship to storage		
			OP. PRESS INLET (SHELL/TUBE)	3/250 bar			
			OP. PRESS OUTLET (SHELL/TUBE)	3/250 bar			
NO	GUIDE WORD	DEVIATION	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	COMMENTS	ACTION REQUIRED
1	No	No Flow (CNG)	Valve or line in compressor package blocked	1. No Supply CNG 2. Power plant shutdown	None shown	Situation not acceptable	Consider installation flow meter before tube inlet
		No Flow (Water Cooler)	Cooling water pump failure/shutdown Valve or line from cooling tower blocked	CNG temperature is too high causing compressed gas volume is not optimal in the same pressure	None shown	Situation not satisfactory	Consider installation flow meter before shell inlet
2	More	More Pressure (CNG)	Output from compressor greater than design condition	Pipe/Equipment leak because over pressure and lead to 1. Jet fire (immediate ignition) 2. Flash fire (delayed ignition and no confinement)	Pressure indicator	Situation not acceptable	Tube Pipe must design to hold overpressure
			Narrowing of the pipe or valve	3. Explosion (delayed ignition and confinement) 4. Gas dispersion (no ignition)			
		More Pressure (Water)	Output from cooling pump greater than design condition	Pipe Rupture because over pressure, CNG Cooler shutdown	Pressure indicator	Situation not satisfactory	Shell Pipe must design to hold overpressure

Lanjutan dari halaman sebelumnya

3	More	More Temperature (CNG)	Temperature inlet shell higher than design requirement No supply cooling water from cooling tower	CNG temperature is too high causing compressed gas volume is not optimal in the same pressure	Temperature indicator Thermostatic valve	Situation not satisfactory	Provide portable temperature indicator to check skin temperature of CNG or water line
		More Temperature (Water)	Internal cooling in cooling tower failure Overheating of cooling component		Temperature indicator	Situation not satisfactory	
4	Less	Less Flow (CNG)	One or more of running compressor fails to operate	Less of production CNG CNG couldn't reach temperature as requirement condition	Indicator online compressor in control room Standby compressor are available	Situation not satisfactory	Provide spare part of compressor , periodically maintenance and inspection
		Less Flow (Water)	Decrease performance of cooling water pump		Pressure indicator	Situation not satisfactory	Provide spare part of pump , periodically maintenance and inspection
5	Reserve	Reserve Flow (CNG)	Valve or line CNG blocked	Potential reserve flow leading to compressor damage Potential reserve flow leading to cooling pump damage	None Shown	Situation not acceptable	Consider to install nonreturn valve before tube inlet
		Reserve Flow (Water)	Valve or line water cooling blocked		None Shown	Situation not satisfactory	Consider to install nonreturn valve before shell inlet

Lanjutan dari halaman sebelumnya

6	Other Than	Other Than Destination (CNG)	Pipe leak, and gas leakage before reach CNG Storage	Enviromental contamination and lead to 1. Jet fire (immediate ignition) 2. Flash fire (delayed ignition and no confinement) 3. Explosion (delayed ignition and confinement) 4. Gas dispersion (no ignition)	Pressure Indicator Integrity of piping	Situation not acceptable Specify that proposed flow trip should have a sufficiently rapid response to prevent an explosion
		Other Than Destination (Water)	Line rupture, and water cooler leakage before reach CNG Cooler or water tower	Cooling process hampered, CNG temperature is too high causing compressed gas volume is not optimal in the same pressure	Pressure Indicator Integrity of piping	Situation not satisfactory
7	Other Than	Other Than Maintenance		No additional significant issues of cause identified		
8	Other Than	Other Than Operation		No additional significant issues of cause identified		
9	Other Than	Other Than External Factor		No additional significant issues of cause identified		
10	Other Than	Other Than Instrumentation		No additional significant issues of cause identified		
11	Other Than	Other Than Occupational Safety		No additional significant issues of cause identified		

Lanjutan dari halaman sebelumnya

12	Other Than	Other Than Drawing	No additional significant issues of cause identified			
13	Other Than	Other Than Corrosion (CNG tube)	Too much water content, sour gas (H2S), and O2 that cause corrosion in tube side	Corrosion leading to leakage of gas and potential fire 1. Jet fire (immediate ignition) 2. Flash fire (delayed ignition and no confinement) 3. Explosion (delayed ignition and confinement) 4. Gas dispersion (no ignition)	N2 Purging process Integrity of piping	Situation not acceptable Wall thickness of piping, protection coating, periodically inspection and maintenance to cooler
		Other Than Corrosion (Water shell)	pH content of cooling water is more or less than 7	Corrosion cause reduce performance, quality and lifetime of CNG Cooling	None Shown	Provide SOP to control pH at CNG Cooler, routine check and maintenance
14	As Well As	As Well As Contamination (CNG)	Any other gas in CNG system	if contaminated non-flammable gas/element leading to decreased quality of CNG	None Shown	Situation not acceptable 1. Check contents of gas, and ensure that no other gas at CNG Cooler
			Uncomplete N2 purging process	if contaminated flammable gas/element such as O2 leading to potential of fire and explosion		2. Provide SOP to control PH at CNG Cooler
		As Well As Contamination (Water)	Content of pullutans that cause the crust on the shell side	The potential for each pollutans would need to be considered in more specific details		

Tabel 4. 7 Node 5 Storage

STUDY TITLE	=	CNGLOMBOK STATION				SHEET	=	1 of 3			
DRAWING NO	=	04-42 100 056-TS			NODE :	5	P&ID				
PART CONSIDERED	=	PARTS OF CNG STORAGE									
DESIGN INTENT	=	MATERIAL : CNG		DESIGN PRESS	375 BAR	ACTIVITY :					
		ACTIVITY : STORAGE		DESIGN TEMP	(-40) - 60 C	Transfer CNG from Ship into Storage					
		SOURCE : COMPRESSOR		OPERATING PRESS	250 BAR						
		DESTINATION : CNG STORAGE		OPERATING TEMP	ambient						
NO	GUIDE WORD	DEVIATION	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	COMMENTS	ACTION REQUIRED				
1	No	No Flow	Compressor or priority panel system failure	1. No Supply CNG	None shown	Situation not acceptable	Consider installation flow meter after valve HV-1				
			Valve HV-1,HV-3/line blocked	2. Power plant shutdown							
2	More	More Pressure	Overload on Pressure vessel	Pipe/equipment leak because overpressure and lead to	PRD (Pressure Release Device)	Situation not acceptable	Provide fire suppressor to prevent fire hazard				
			Valve or line blocked	1. Jet fire (immediate ignition)							
				2. Flash fire (delayed ignition and no confinement)	Pressure Indicator						
				3. Explosion (delayed ignition and confinement)							
Flange leakage	4. Gas dispersion (no ignition)										
3	More	More Temperature	Overpressure in pipeline	Pipe/equipment leak because overpressure and lead to	None shown	Situation not acceptable	Consider installation temperature alarm				
			Flow rate is too high	1. Jet fire (immediate ignition)							
				2. Flash fire (delayed ignition and no confinement)							
				3. Explosion (delayed ignition and confinement)							
				4. Gas dispersion (no ignition)							

Lanjutan dari halaman sebelumnya

4	Reserve	Reserve Flow	Valve HV-1 or HV-3 fail to close after charging	Potential reserve flow leading to equipment damage (compressor)	None Shown	Situation not acceptable	Consider to add nonreturn valve after valve HV-1
5	Other Than	Other Than Destination	Line rupture, and gas leakage before reach tube skid	Enviromental contamination and lead to 1. Jet fire (immediate ignition) 2. Flash fire (delayed ignition and no confinement) 3. Explosion (delayed ignition and confinement) 4. Gas dispersion (no ignition)	Pressure Indicator Integrity of piping	Situation not acceptable	Specify that proposed flow trip should have a sufficiently rapid response to prevent an explosion
6	Other Than	Other Than Maintenance		No additional significant issues of cause identified			
7	Other Than	Other Than Operation		No additional significant issues of cause identified			
8	Other Than	Other Than External Factor		No additional significant issues of cause identified			
9	Other Than	Other Than Instrumentation		No additional significant issues of cause identified			
10	Other Than	Other Than Occupational Safety		No additional significant issues of cause identified			
11	Other Than	Other Than Drawing		No additional significant issues of cause identified			

Lanjutan dari halaman sebelumnya

12	Other Than	Other Than Corrosion	Too much water content, sour gas (H ₂ S), and O ₂ that cause corrosion in pressure vessel	Corrosion leading to leakage of gas and potential fire	None Shown	Situation not acceptable	Wall thickness of piping, protection coating and inspection of the thickness of pressure vessel periodically
				1. Jet fire (immediate ignition) 2. Flash fire (delayed ignition and no confinement) 3. Explosion (delayed ignition and confinement) 4. Gas dispersion (no ignition)			
13	As Well As	As Well As Contamination	Any other gas in pressure vessel	if contaminated non-flammable gas/element leading to decreased quality of CNG	None Shown	Situation not acceptable	Check contents of gas, and ensure that no other gas in pipeline and pressure vessel
			Uncomplete N ₂ purging process	if contaminated flammable gas/element such as O ₂ leading to potential of fire and explosion			

IV.3.6 Skenario konsekuensi yang mungkin terjadi pada fasilitas

Tidak semua konsekuensi yang telah diidentifikasi pada HAZOP bisa terjadi pada fasilitas. Beberapa kondisi seperti terpendam/tidaknya pipa dan *confinement* menjadi faktor-faktor penentu konsekuensi yang terjadi. Konsekuensi yang dapat terjadi pada fasilitas akan dijelaskan dalam *compatibility matrix* pada tabel 4.8 dibawah ini.

Tabel 4. 8 *Compatibility matrix* skenario yang terjadi pada fasilitas

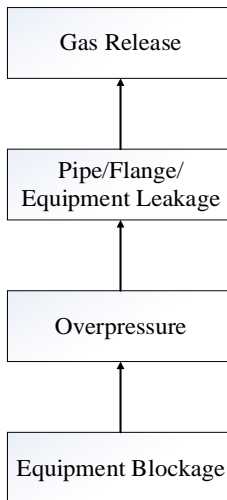
Node	Konsekuensi			
	Jet fire	Flash fire	Explosion	Gas dispersion
1	YES	YES	NO	YES
2	YES	YES	NO	YES
3	YES	YES	NO	YES
4	YES	YES	NO	YES
5	YES	YES	NO	YES

Tabel 4.8 menjelaskan bahwa *explosion* tidak dapat terjadi, karena kondisi pipa yang ada dalam fasilitas penerima CNG tidak dalam kondisi terpendam (*open atmosfer*), sehingga bentuk konsekuensi berupa *explosion* tidak dapat terjadi.

IV.4 Analisa Frekuensi

Analisa Frekuensi dalam tugas akhir ini menggunakan 2 metode. Metode pertama adalah FTA (*Fault Tree Analysis*) dan yang kedua adalah ETA (*Event Tree Analysis*). Metode FTA dipergunakan untuk mencari *initiating event* pada setiap node berdasarkan nilai frekuensi kegagalan dari masing-masing komponen. Nilai frekuensi kegagalan tersebut didapatkan dari DNV *Failure frequency Guidance* dan OGP-*Risk Asssesment Data Directory* tentang *Storage Data Incident*. Sedangkan ETA dipergunakan untuk mengetahui seberapa besar kemungkinan *initiating event* tersebut berkembang menjadi konsekuensi.

Untuk menentukan *initiating event* pada setiap node terlebih dahulu adalah membuat skenario tentang rilisnya gas ke atmosfer. Skenario yang di rencanakan adalah sebagai berikut.



Gambar 4. 2 Skenario Kejadian

Pada gambar 4.2 dapat diketahui bahwa penyebab terjadinya *gas release* adalah karena *pipe/flange/equipment*

leakage. Sedangkan hal tersebut terjadi karena *overpressure* akibat *equipment* yang tidak dapat terbuka saat CNG mengalir pada sistem.

Pada tabel 4.8-4.12 adalah nilai frekuensi masing-masing *equipment* pada setiap masing-masing skenario lubang kebocoran.

Tabel 4. 9 Frekuensi kegagalan node 1 dan 2 pada setiap komponen

NO	SOURCE	EQUIPMENT	SIZE	FREQUENCY				
				1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50 - 150 mm	> 150 mm
1.	QO	Quick Connect	6 inch	6,876,E-05	3,196,E-05	1,527,E-05	3,658,E-06	4,859,E-06
2.	JO-1 JO-2	Manual Valve	4 inch	5,760,E-05	2,677,E-05	1,279,E-05	7,459,E-06	0,000,E+00
3.	JI-1 JI-2	Actuated Valve	4 inch	5,656,E-04	1,788,E-04	5,447,E-05	2,140,E-05	0,000,E+00
4.	CO-1	Actuated Valve	6 inch	5,711,E-04	1,805,E-04	5,500,E-05	8,033,E-06	1,347,E-05
5.	JO-3	Manual Valve	6 inch	6,876,E-05	3,196,E-05	1,527,E-05	3,658,E-06	4,859,E-06
6.	SF-J1 SF-J2 SF-J3 SF-J4 SF-J5 SF-J6	Actuated Valve	2 inch	5,611,E-04	1,774,E-04	5,404,E-05	2,131,E-05	0,000,E+00

Tabel 4. 10 Frekuensi kegagalan node 3 pada setiap komponen

NO	SOURCEEQUIPMENT	SIZE	FREQUENCY				
			1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50 - 150 mm	> 150 mm
1.	C-108 Reciprocating Compressor	2 inch	3,641,E-02	1,581,E-02	6,973,E-03	2,599,E-03	0,000,E+00
	C-109						
	C-110						
	C-111						
	C-112						
	C-113						
	C-114						
	C-115						
	C-116						
	CV-1						
	CV-2						
	CV-3						
	CV-4						
	CV-5						
	CV-6						
	CV-7						
2.	CV-8 Manual Valve	2 inch	5,262,E-05	2,446,E-05	1,169,E-05	6,986,E-06	0,000,E+00
	CV-9						
	CV-10						
	CV-11						
	CV-12						
	CV-13						
	CV-14						
	CV-15						
	CV-16						

Lanjutan dari halaman selanjutnya

	SF-C1							
	SF-C2							
	SF-C3							
	SF-C4							
	SF-C5							
	SF-C6							
	SF-C7							
3.	SF-C8	Actuated	0,5 inch	5,166,E-05	2,401,E-05	7,507,E-05	0,000,E+00	0,000,E+00
	SF-C9	Valve						
	SF-C10							
	SF-C11							
	SF-C12							
	SF-C13							
	SF-C14							
	SF-C15							
	SF-C16							

Tabel 4. 11 Frekuensi kegagalan node 4 pada setiap equipment

NO	SOURCE	EQUIPMENT	SIZE	FREQUENCY					
				1-3 mm	3-10 mm	< 50 mm	50 - 150 mm	> 150 mm	
1.		E-101							
		E-102							
		E-103							
		E-104							
		E-105							
		E-106							
		E-107							
		E-108							
		E-109	Tube Heat	2 inch	1,721,E-03	7,729,E-04	3,548,E-04	1,914,E-04	0,000,E+00
		E-110	Exchanger						
		E-111							
		E-112							
		E-113							
		E-114							
	E-115								
	E-116								
	E-117								
	E-118								

Lanjutan dari halaman selanjutnya

	TV-1						
	TV-2						
	TV-3						
	TV-4						
	TV-5						
	TV-6						
	TV-7						
	TV-8						
2.	TV-9	Actuated					
	TV-10	Valve	2 inch	5,611,E-04	1,774,E-04	5,404,E-05	2,131,E-05
	TV-11						0,000,E+00
	TV-12						
	TV-13						
	TV-14						
	TV-15						
	TV-16						
	TV-17						
	TV-18						

Tabel 4. 12 Frekuensi kegagalan node 5 pada setiap equipment

NO SOURCEEQUIPMENT			SIZE	FREQUENCY				
				1-3 mm	3-10 mm	< 50 mm	50 - 150 mm	> 150 mm
1.	SV-1	Manual Valve	6 inch	6,876,E-05	3,196,E-05	1,527,E-05	3,658,E-06	4,859,E-06
	HV-1		1 inch	5,180,E-05	2,407,E-05	1,841,E-05	0,000,E+00	0,000,E+00
	HV-101							
	HV-102							
	HV-103							
2.	HV-104	Manual Valve						
	HV-105		0,5 inch	5,166,E-05	2,401,E-05	1,837,E-05	0,000,E+00	0,000,E+00
	HV-106							
	HV-107							
	HV-108							
	HV-109							
	V-101							
	V-102							
	V-103							
	V-104	Pressurized						
3.	V-105	Storage	0,5 inch	2,300,E-05	1,200,E-05	7,100,E-06	4,300,E-06	4,700,E-07
	V-106	Vessel						
	V-107							
	V-108							
	V-109							

Lanjutan dari halaman selanjutnya

	SF-C1							
	SF-C2							
	SF-C3							
	SF-C4							
	SF-C5							
	SF-C6							
	SF-C7							
4.	SF-C8	Actuated						
	SF-C9	Valve	0,5 inch	5,587,E-04	1,767,E-04	7,507,E-05	0,000,E+00	0,000,E+00
	SF-C10							
	SF-C11							
	SF-C12							
	SF-C13							
	SF-C14							
	SF-C15							
	SF-C16							

IV.4.1 Fault Tree Analysis (FTA)

Fault Tree Analysis dalam penelitian ini digunakan sebagai perhitungan gagalnya suatu sistem dengan *top event* sesuai skenario yang telah dibuat yaitu *gas release*. Perhitungan frekuensi terjadinya *gas release* pada penelitian ini dilakukan pada semua node. Namun pada node 3 dan 4, yaitu *compressor package* dan *cooler*, perhitungan frekuensi dilakukan penggabungan, karena kedua sistem pada node tersebut ada keterkaitan dan bekerja secara simultan.

Proses FTA pada tugas akhir ini dibantu dengan menggunakan perangkat lunak Relx 2009. Yaitu perangkat lunak yang memudahkan perhitungan dengan menggunakan gerbang logika “and” atau “or” ketika terdapat banyak *basic event* yang saling berhubungan.

Analisa FTA sangat erat kaitannya dengan penggunaan gerbang logika “and” atau “or”. Berikut adalah penjelasan mengenai hal tersebut.

- Logika “and”, dipergunakan untuk komponen-komponen yang bekerja seolah sistem tersebut dirangkai secara paralel. Sistem akan gagal apabila semua komponen gagal.

Dan dirumuskan sebagai berikut :

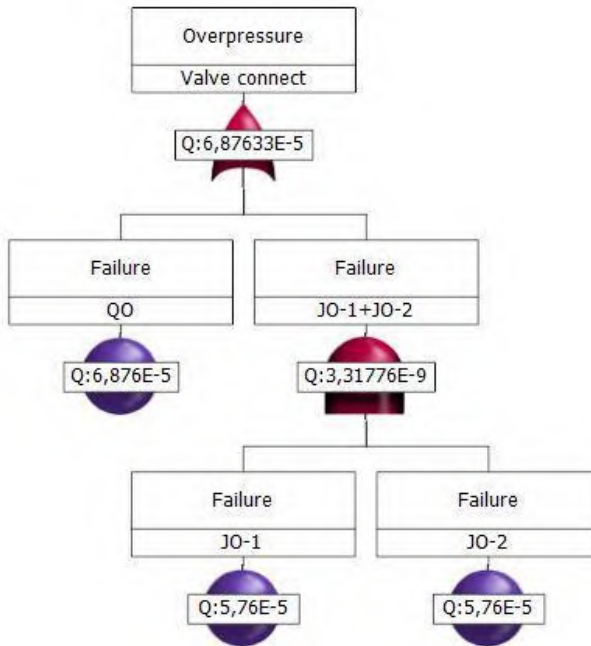
$$P(AnB) = P(A) \times P(B)$$

- Logika “or”, dipergunakan untuk komponen-komponen yang bekerja seolah sistem tersebut dirangkai secara seri. Sistem akan gagal apabila salah satu komponen saja gagal.

Dan dirumuskan sebagai berikut :

$$P(AUB) = P(A) + P(B) - P(AnB)$$

Pada gambar 4.3 adalah proses pengerjaan FTA dengan menggunakan perangkat lunak Relx 2009



Gambar 4. 3 *Fault Tree Analysis* pada node 1 (hole 1-3mm) dengan menggunakan Relex 2009

Berikut adalah perhitungan secara manual FTA diatas :

$$P(\text{JO-1,2}) = P(\text{JO-1}) \times P(\text{JO-2})$$

$$P(\text{VC}) = P(\text{QO}) + P(\text{JO-1,2}) - P(\text{QO} \cap \text{JO-1,2})$$

Dari seluruh perhitungan FTA pada masing-masing skenario di setiap node, maka diperoleh hasil seperti tabel 4.13

Tabel 4. 13 Rekapitulasi Frekuensi *Gas release* pada setiap node

Node	Scenario	Location	Leak Frequence				
			Very small (1-3 mm)	Small (3-10 mm)	Medium (10-50mm)	Large (50-150mm)	Full (>150mm)
1	Gas Release	Valve connect	6,88,E-05	3,20,E-05	1,53E-05	3,66E-05	4,86E-06
2	Gas Release	Valve control station	5,71,E-04	1,81,E-04	5,50E-05	8,03E-06	1,35E-05
3&4	Gas Release	Compressor&Cooler	9,28,E-04	1,68,E-04	6,31E-06	3,56E-07	0,00E+00
5	Gas Release	CNG Storage	1,04,E-02	4,84,E-03	1,34E-01	6,19E-06	6,83E-06

IV.4.2 Event Tree Analysis (ETA)

Event Tree Analysis (ETA) dipergunakan untuk menghitung nilai frekuensi untuk setiap konsekuensi yang mungkin muncul dalam fasilitas CNG ini (*jet fire, flash fire, gas dispersion*). Adapun inputan atau *initiating event* dari ETA ini adalah frekuensi *gas release* yang diperoleh dari hasil FTA.

Setelah itu diperlukan inputan nilai *ignition probability* dan *probability ignition* untuk *immediate* dan *delayed*. Ketiga *probability* tersebut didapatkan dari OGP (*International association of Oil and Gas Producers*). *Ignition probability* di dalam OGP sangat bergantung pada tipe fasilitas dan juga jumlah gas yang terilis per satuan waktu.

IV.4.2.1 Perhitungan Flow Release Gas

Berdasarkan DNV *failure frequency*, untuk menghitung *flow release gas* yang terjadi pada sebuah segmen pipa dapat menggunakan persamaan Bernouli. Berikut adalah formula yang diberikan oleh DNV untuk jenis *pressurized gas*.

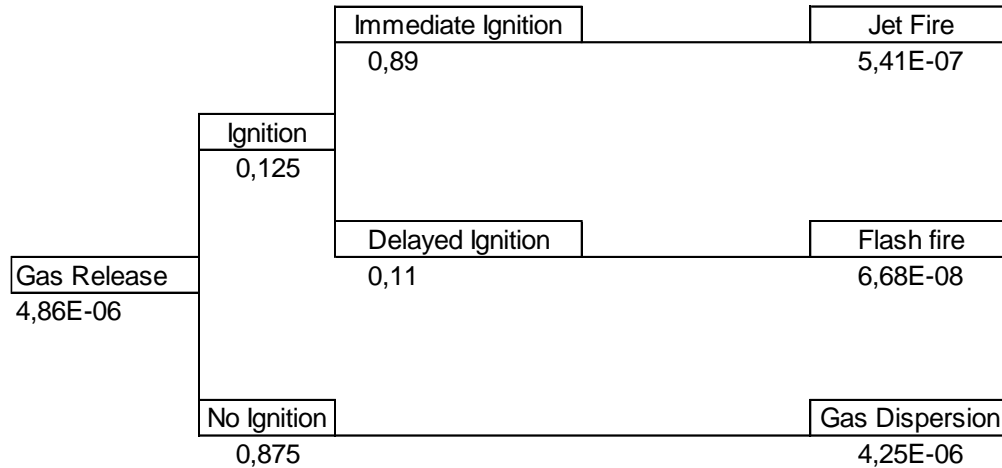
$$Qg = Cd \cdot A \cdot Po \sqrt{\frac{M\gamma}{RT_o}} \left(\frac{2}{\gamma + 1}\right)^{\frac{\gamma+1}{\gamma-1}}$$

Dimana :

- Qg : initial *gas release* rate (kg/s)
- Cd : discharge coefficient
- A : hole area (m²)
- Po : initial pressure of gas absolute (N/m²)
- M : molecular weight of gas
- γ : ratio specific heats
- R : universal gas constant (8314 J/kg mol K)
- To : initial temperature of gas (K)

Dari setiap hasil yang didapatkan dari formula diatas, dipergunakan sebagai acuan menentukan *ignition probability* pada setiap skenario. Hasil ETA dengan formula yang telah dijabarkan diatas dapat dilihat pada gambar 4.4 dan tabel 4.14-4.17

Node 1 (full)
 flow release 46,483 kg/s
 Ignition prob. OGP
 type plant Large



Gambar 4. 4 Event Tree Analysis pada node 1 (full bore >150 mm)

Tabel 4. 14 Rekapitulasi frekuensi bahaya berupa *jet fire*, *flash fire*, dan *gas dispersion* pada node 1

Potential Hazard	Frequency				
	Very Small (1-3mm)	Small (3-10mm)	Medium (10-50mm)	Large (50-150mm)	Full (>150mm)
Jet fire	6,12E-08	2,84E-08	6,80E-08	1,63E-06	5,41E-07
Flash fire	7,56E-09	3,52E-09	8,40E-09	2,01E-07	6,68E-08
Gas dispersion	6,87E-05	3,19E-05	1,52E-05	3,48E-05	4,25E-06

Tabel 4. 15 Rekapitulasi frekuensi bahaya berupa *jet fire*, *flash fire*, dan *gas dispersion* pada node 2

Potential Hazard	Frequency				
	Very Small (1-3mm)	Small (3-10mm)	Medium (10-50mm)	Large (50-150mm)	Full (>150mm)
Jet fire	5,09E-07	1,61E-07	2,45E-07	3,57E-07	1,50E-06
Flash fire	6,29E-08	1,99E-08	3,03E-08	4,42E-08	1,85E-07
Gas dispersion	5,71E-04	1,80E-04	5,47E-05	7,63E-06	1,18E-05

Tabel 4. 16 Rekapitulasi frekuensi bahaya berupa *jet fire*, *flash fire*, dan *gas dispersion* pada node 3&4

Potential Hazard	Frequency				
	Very Small (1-3mm)	Small (3-10mm)	Medium (10-50mm)	Large (50-150mm)	Full (>150mm)
Jet fire	8,26E-07	2,84E-07	7,02E-07	1,58E-07	0,00E+00
Flash fire	1,02E-07	3,51E-08	8,68E-08	1,96E-08	0,00E+00
Gas dispersion	9,27E-04	1,68E-04	5,52E-06	1,78E-07	0,00E+00

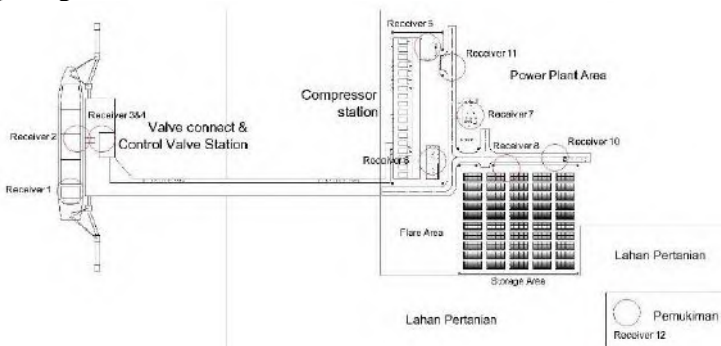
Tabel 4. 17 Rekapitulasi frekuensi bahaya berupa *jet fire*, *flash fire*, dan *gas dispersion* pada node 5

Potential Hazard	Frequencies				
	Very Small (1-3mm)	Small (3-10mm)	Medium (10-50mm)	Large (50-150mm)	Full (>150mm)
Jet fire	9,27E-06	8,18E-06	1,49E-02	2,75E-06	3,95E-06
Flash fire	1,15E-06	1,01E-06	1,84E-03	3,40E-07	4,89E-07
Gas dispersion	1,04E-02	4,83E-03	1,17E-01	3,09E-06	2,39E-06

IV.5 Analisa Konsekuensi

Setelah mendapatkan nilai frekuensi masing-masing skenario kejadian, langkah selanjutnya adalah melakukan analisa konsekuensi berupa *fire modelling*. Analisa ini menggunakan bantuan perangkat lunak ALOHA 5.4.4.

Tahap pertama sebelum melakukan *fire modelling* adalah mengetahui skenario-skenario bahaya yang mungkin terjadi. Hal ini sudah didapatkan pada *compatibility matrix* sebagai hasil analisa HAZOP. Tahap kedua adalah menentukan letak-letak keberadaan orang di dalam maupun di sekitar fasilitas CNG ini, yang selanjutnya disebut sebagai *receiver*. Persebaran *receiver* pada terminal penerima CNG dapat dilihat pada gambar 4.5.



Gambar 4. 5 Persebaran *Receiver* pada terminal penerima CNG

IV.5.1 Penentuan letak *receiver*

Dalam fasilitas ini terbagi dalam 11 *receiver*. Informasi mengenai jumlah orang dalam fasilitas ini mengacu pada Husky Oil-White Rose DA Volume 2 (*Development plan*) January 2001 mengenai jumlah pekerja dalam suatu fasilitas oil and gas dan juga *interview* langsung dengan *engineer* terminal penerima CNG. Tabel 4.18 menjelaskan data mengenai *receiver* yang ada pada fasilitas CNG tersebut.

Tabel 4. 18 Data *receiver* pada terminal penerima CNG Lombok

<i>Receiver</i>	Lokasi	Jumlah orang
1	CNG vessel	18
2	Unloading operator in CNG vessel	3
3	<i>Jetty</i> control	2
4	Operator pavillion	2
5	Control room	3
6	Workshop and warehouse	6
7	Office	9
8	Priority panel system	2
9	Jalan raya 1 (CNG storage)	10
10	Jalan raya 2 (<i>Compressor station</i>)	10
11	Pemukiman	120

IV.5.2 Fire modelling dengan perangkat lunak ALOHA

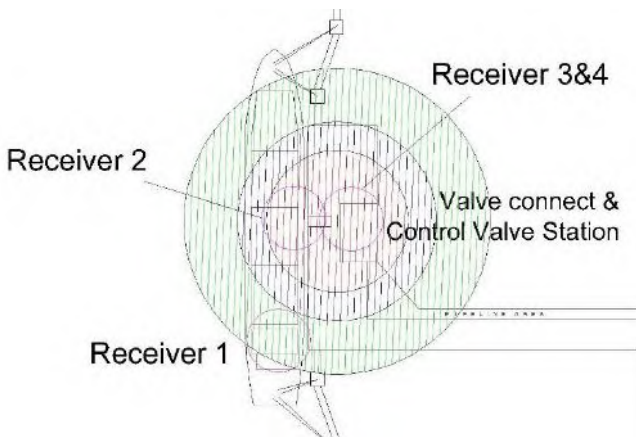
5.4.4

ALOHA mensimulasikan bagaimana persebaran panas, kadar gas, maupun *overpressure* yang terjadi ketika skenario bahaya berlangsung. Simulasi dilakukan pada ketiga skenario bahaya dan kelima skenario kebocoran. Sehingga dari masing-masing skenario lubang kebocoran dapat diketahui seberapa banyak *receiver* yang terdampak yang kemudian menjadi hasil dari analisa konsekuensi.

Inputan ALOHA secara garis besar adalah kondisi atmosfer, kondisi *landscape* fasilitas, jenis gas, sumber, dan ukuran kebocoran . Dalam analisa konsekuensi ini 2 node yaitu *Parts of valve connect* dan *Control Valve station* dilakukan penggabungan, dikarenakan lokasi *receiver* yang sangat berdekatan sehingga dimungkinkan untuk melakukan satu kali analisa.

IV.5.2.1 Analisa konsekuensi akibat *jet fire*

Fire modelling pada skenario *jet fire* dilakukan dengan variasi 5 skenario kebocoran, antara lain *full bore* (>150 mm), *large bore* (50-150 mm), *medium bore* (10-50 mm), *small bore* (3-10 mm), dan *very small bore* (1-3 mm). Penentuan variasi lubang kebocoran berdasarkan DNV *failure frequency*. Sehingga nantinya akan diketahui radiasi panas yang dihasilkan dan seberapa besar dampak yang diterima oleh *receiver*. Gambar 4.6 menunjukkan hasil dari *fire modelling jet fire* dengan kebocoran *full bore* pada *jetty*.



Gambar 4. 6 *Fire modelling jet fire* pada *jetty* dengan skenario kebocoran *full bore* (>150 mm)

Dari *fire modelling jet fire* pada *jetty* menunjukkan beberapa hasil yakni, *jet fire* hanya berlangsung selama 20 detik. Hal ini diperoleh dari volume gas yang ada di dalam pipa yang akan habis dalam 20 detik pada saat *jet fire* berlangsung. Mekanisme *closed off pipe* membuat hal ini sangat penting, mengingat harus ada prosedur yang membatasi volume gas yang terbakar menjadi seminimal mungkin. Didalam ALOHA, hal ini di representasikan dengan panjang pipa. Semakin

pendek pipa dengan diameter yang sama maka volume yang ada dan yang terbakar akan menjadi lebih sedikit, sehingga waktu *jet fire* berlangsung akan relatif lebih singkat. Hal ini sangat erat hubungannya dengan kondisi *receiver* disekitar lokasi kejadian yang direpresentasikan dalam radiasi panas.

Berikut adalah LOC (*Level of Concern*) dari radiasi panas. Radiasi panas yang terjadi dibagi menjadi 3, yaitu hijau dengan radiasi panas sekitar $2\text{-}5 \text{ kW/m}^2$ dengan radius jangkauan 43 meter yang berpotensi menimbulkan *first degree burn* pada orang terdampak dalam waktu 60 detik. Biru dengan radiasi panas $5\text{-}10 \text{ kW/m}^2$ dan radius jangkauan 28 meter yang berpotensi menimbulkan *second degree burn* pada orang terdampak dalam waktu 60 detik. Merah dengan radiasi panas $>10 \text{ kW/m}^2$ dan radius jangkauan 20 meter yang berpotensi menimbulkan *third degree burn* atau bahkan kematian dalam waktu 60 detik.

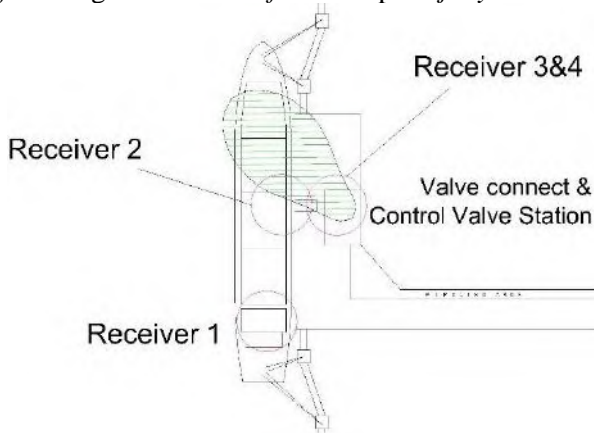
Selanjutnya *fire modelling* ini dilakukan pada tiga titik yaitu *jetty* (node 1&2), *compressor station* (node 3&4) dan *CNG storage* (node 5). Hasil rekapitulasi *jet fire* dengan kebocoran $>150 \text{ mm}$ pada setiap lokasi dapat dilihat pada tabel 4.19. Sedangkan hasil untuk skenario lubang kebocoran yang lain dapat dilihat pada lampiran C.

Tabel 4. 19 Rekapitulasi *fire modelling jet fire* pada *jetty* dengan skenario kebocoran *full bore* (>150 mm)

Node / Segmen	Receiver	Jumlah Orang	Burn Degree (Jumlah orang terdampak/Radius/Waktu)				Heat Flux (kW/m ²)	Fatality (N)
			First	Second	Third	Tolerable		
Node 1&2	CNG Vessel (accomodation deck)	18	18 / 43 m / 20 s	-	-	-	2 - 5	18
	Unloading operator in CNG Vessel	3	-	-	3 / 20 m / 20 s	-	>10	3
	Jetty Control	2	-	-	2 / 20 m / 20 s	-	>10	2
	Operation Pavilion	2	-	-	2 / 20 m / 20 s	-	>10	2
TOTAL								25
Node 3&4	Control Room	3	-	-	3 / 24 m / 20 s	-	>10	3
	Office	9	-	-	-	9 / >52 m / ~	< 2	0
	Workshop and Warehouse	3	-	-	-	3 / >52 m / ~	< 2	0
	Jalan Raya	5	5 / 52 m / 20 s	-	-	-	2 - 5	5
TOTAL								8
Node 5	Priority Panel System	2	2 / 75 m / 20 s	-	-	-	2 - 5	2
	Pemukiman	120	20 / 75 m / 20 s	4 / 49 m / 20 s	-	96 / >75 m / ~	2 - 10	24
	Office	9	-	-	-	9 / >75 m / ~	< 2	0
	Workshop and Warehouse	3	-	-	-	3 / > 75 / ~	< 2	0
	Control Room	3	-	-	-	3 / >75 m / ~	< 2	0
	Jalan Raya	5	5 / 75 m / 20 s	-	-	-	2 - 5	5
TOTAL								31

IV.5.2.2 Analisa konsekuensi akibat *flash fire*

Sama halnya seperti *jet fire*, *fire modelling* akibat *flash fire* dilakukan pada 5 skenario kebocoran sesuai DNV *failure frequency*. Namun, berbeda dari *jet fire*, *fire modelling flash fire* akan menunjukkan seberapa besar *overpressure* yang terjadi saat *flash fire* berlangsung dan berapa *receiver* yang terdampak. Gambar 4.7 menunjukkan hasil dari *fire modelling flash fire* dengan kebocoran *full bore* pada *jetty*.



Gambar 4. 7 *Fire modelling flash fire* pada *jetty* dengan skenario kebocoran *full bore* (>150 mm)

Dari *fire modelling jet fire* pada *jetty* menunjukkan beberapa hasil yakni, durasi rilisnya gas ke atmosfer adalah 1 menit. Dengan mekanisme *closed off pipe* maka gas yang terilis ke atmosfer dapat di batasi sejauh mungkin.

Berikut adalah *Level of Concern (LOC)* dari *flash fire*, warna merah merepresentasikan *overpressure blast force* sebesar >8 psi yang berpotensi menghancurkan bangunan, namun dalam kasus pada terminal penerima CNG ini ledakan tidak mencapai level tersebut. Warna biru merepresentasikan *overpressure blast force* sebesar 3,5 - 8 psi yang berpotensi

menyebabkan luka serius, namun dalam kasus pada terminal CNG ini ledakan juga tidak mencapai level tersebut. Kedua hal diatas dapat terjadi apabila skenario *flash fire* yang dipicu oleh detonasi, sedangkan dalam kasus ini *flash fire* dipicu oleh sulutan api. Warna hijau dalam *fire modelling* tersebut merepresentasikan *overpressure blast force* sebesar 1 - 3,5 psi dengan jangkauan 50 meter yang berpotensi menyebabkan kaca pecah.

Setelah itu, *fire modelling* ini dilakukan pada tiga titik, yaitu *jetty* (node 1&2), *compressor station* (node 3&4) dan *CNG storage* (node 5). Hasil rekapitulasi *flash fire* dengan kebocoran >150 mm pada setiap lokasi dapat dilihat pada tabel 4.20. Sedangkan hasil untuk skenario lubang kebocoran yang lain dapat dilihat pada lampiran C.

[illegible]

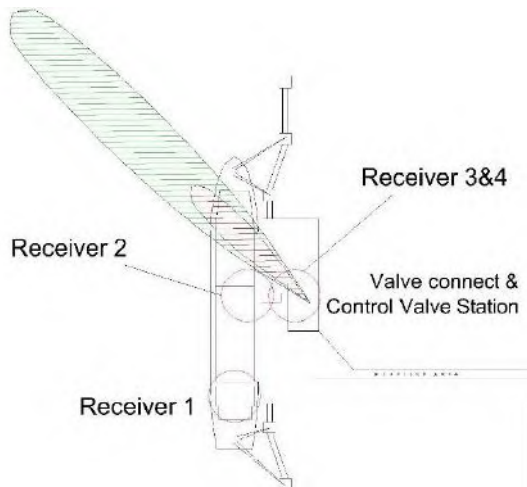
IV.4.2.3 Analisa konsekuensi akibat *gas dispersion*

Gas dispersion dalam fasilitas CNG sangat mungkin terbentuk karena semua gas dalam fasilitas dalam kondisi fase gas. Berbeda dengan LNG yang memiliki 2 fase. *Gas dispersion* sangat berbahaya bagi manusia umumnya pada pernapasan. Tingkat dampak dari *gas dispersion* sendiri bergantung pada kadar ppm pada gas yang terilis. Semakin besar kadar ppm gas methane tersebut, maka potensi kematian juga akan semakin besar. Tabel 4.1 adalah penjelasan mengenai kadar ppm dalam *gas methane* sekaligus dampaknya.

Tabel 4. 21 Kadar ppm dalam *Gas methane* dan efeknya

Kadar %	ppm	Efek Terhadap Manusia
<5	50.000	Tidak beracun
14	140.000	Gas methane memiliki kemampuan mengurangi kadar oksigen di atmosfer
30	300.000	Depresi sistem saraf pusat

Sama halnya dengan sebelumnya, *fire modelling gas dispersion* ini dilakukan pada 5 skenario kebocoran yang sudah ditentukan. Berikut adalah hasil *fire modelling gas dispersion* pada *jetty* dengan skenario kebocoran *full bore* (>150 mm).



Gambar 4. 8 Fire modelling gas dispersion pada jetty dengan skenario kebocoran full bore (>150 mm)

Dari *fire modelling gas dispersion* pada jetty, menunjukkan beberapa hasil yakni, *gas dispersion* akan berlangsung hanya 1 menit hingga gas yang ada dalam pipa habis. Mekanisme yang digunakan sama dengan skenario bahaya sebelumnya, yaitu *closed off pipe*.

Berikut adalah *Level of Concern* (LOC) dari kadar ppm *gas dispersion*. Warna hijau menunjukkan *gas methane* dengan kadar 2900-17000 ppm dan jarak jangkauan disperse sejauh 142 meter. Warna merah menunjukkan *gas methane* dengan kadar >17000 ppm dan jarak jangkauan dispersi sejauh 57 meter.

Selanjutnya, *fire modelling* ini dilakukan pada tiga titik yaitu jetty (node 1&2), compressor station (node 3&4) dan CNG storage (node 5). Hasil rekapitulasi *gas dispersion* dengan kebocoran >150 mm pada setiap lokasi dapat dilihat pada tabel 4.22. Sedangkan hasil untuk skenario lubang kebocoran yang lain dapat dilihat pada lampiran C.

Tabel 4. 22 Rekapitulasi *gas dispersion* pada *jetty* dengan skenario kebocoran *full bore* (>150 mm)

Node / Segmen	Receiver	Jumlah Orang	Protective Action Criteria (Jumlah orang terdampak/Jangkauan/Waktu)				PPM	Fatality (N)
			PAC-1	PAC-2	PAC-3	Tolerable		
Node 1&2	CNG Vessel (accomodation deck)	18	-	-	-	18 / - / ~	< 2900	0
	Unloading operator in CNG Vessel	3	-	-	-	3 / - / ~	< 2900	0
	Jetty Control	2	-	-	2 / 57 m / 60 s	-	>17000	2
	Operation Pavilion	2	-	-	2 / 57 m / 60 s	-	>17000	2
	TOTAL							4
Node 3&4	Control Room	3	-	-	-	3 / - / ~	< 2900	0
	Office	9	-	-	-	8 / - / ~	< 2900	0
	Workshop and Warehouse	3	-	-	-	3 / - / ~	< 2900	0
	Jalan Raya	5	-	-	-	5 / - / ~	< 2900	0
	TOTAL							0
Node 5	Priority Panel System	2	2 / 283 m / 60 s	-	-	-	2900-17000	2
	Pemukiman	120	-	-	-	120 / - / ~	< 2900	0
	Office	9	-	-	-	9 / - / ~	< 2900	0
	Workshop and Warehouse	3	3 / 283 m / 60 s	-	-	-	2900-17000	3
	Control Room	3	-	-	-	3 / - / ~	< 2900	0
	Jalan Raya	5	5 / 283 m / 60 s	-	-	-	2900-17000	10
TOTAL								15

IV.6 Representasi Risiko

Risiko pada umumnya dikatakan sebagai perkalian penggabungan antara frekuensi dan konsekuensi. Setelah nilai frekuensi dan konsekuensi didapatkan maka kemudian nilai tersebut diplotkan pada sebuah *F-N curve*. *F-N Curve* yang digunakan pada tugas akhir ini adalah sesuai standar *Hongkong Government Risk Guidelines (HKRG)*. Risiko akan bisa diterima apabila ada dalam level *acceptable* atau sekurang-kurangnya ALARP.

Dalam representasi risiko, node atau lokasi analisa akan disesuaikan menjadi 4 seperti analisa frekuensi, karena node 1&2 memiliki nilai frekuensi yang berbeda. Namun untuk kedua node tersebut memiliki nilai konsekuensi yang sama karena alasan yang telah dijelaskan sebelumnya.

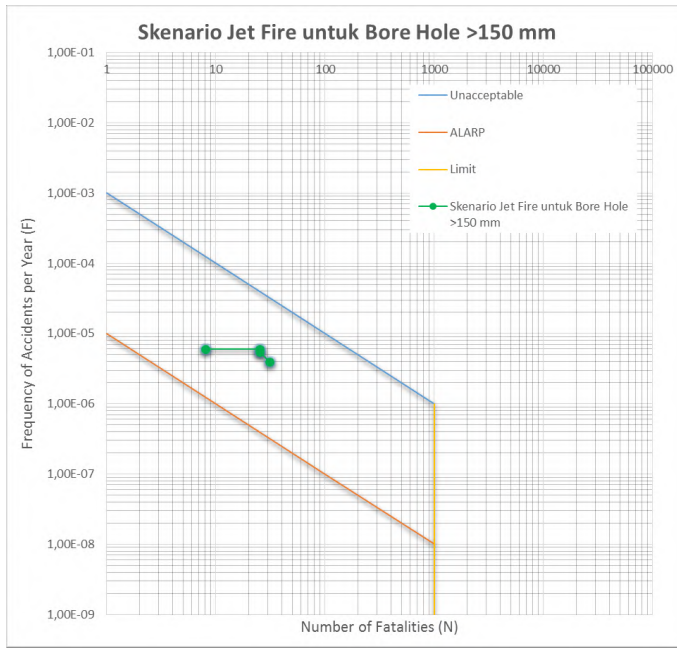
IV.6.1 Representasi Risiko *jet fire*

Hasil rekapitulasi frekuensi, frekuensi kumulatif dan *fatalities* skenario *jet fire* untuk masing-masing lokasi analisa dapat dilihat pada tabel 4.23.

Tabel 4. 23 Rekapitulasi *jet fire* untuk skenario kebocoran *full bore* (>150 mm)

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequency
1	Valve connect	25	5,41E-07	5,41E-07
2	Control Valve Station	25	1,50E-06	2,04E-06
3&4	Compressor Package	8	0,00E+00	2,04E-06
5	CNG Storage	31	3,95E-06	5,99E-06

Dari tabel tersebut nilai *fatalities* sebagai hasil analisa konsekuensi dan frekuensi kumulatif dipergunakan sebagai masukan pada *F-N curve*. Gambar 4.9 menunjukkan hasil representasi risiko dari *jet fire* untuk skenario kebocoran *full bore* (>150 mm).



Gambar 4. 9 F - N curve untuk *jet fire* dengan skenario kebocoran *full bore* (>150 mm)

Selanjutnya hasil dari F - N curve untuk scenario kebocoran lainnya dapat dilihat pada lampiran D. Dan pada tabel 4.24 dibawah ini adalah rekapitulasi risiko *jet fire* pada seluruh node dan skenario.

Tabel 4. 24 Rekapitulasi tingkat risiko *jet fire* untuk seluruh skenario kebocoran

KONDISI	JUMLAH			
	NODE 1	NODE 2	NODE 3&4	NODE 5
ACCEPTABLE	3	3	3	2
ALARP	2	2	2	2
UNACCEPTABLE	0	0	0	1

Terlihat dari tabel 4.24, tingkat risiko *jet fire* di node 5 dan pada skenario *medium bore* (10-50 mm) berada pada level yang tidak dapat diterima sehingga harus dilakukan mitigasi.

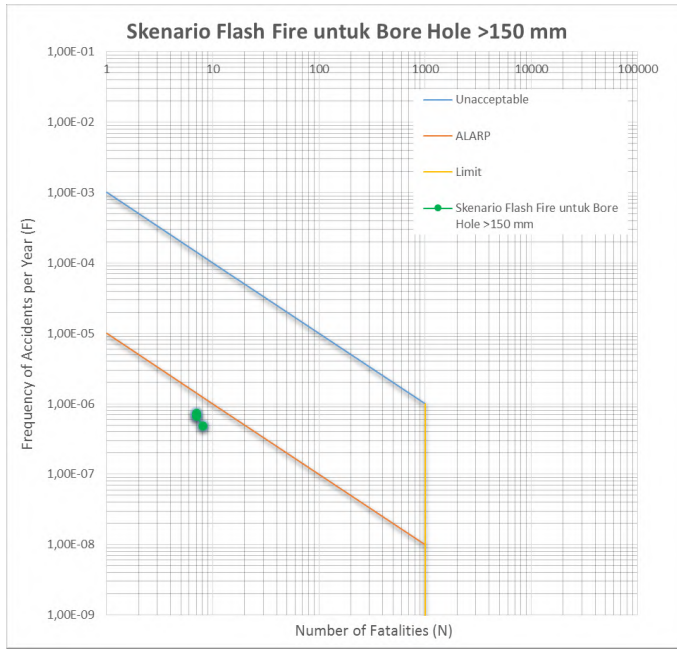
IV.6.2 Representasi Risiko *flash fire*

Hasil rekapitulasi frekuensi, frekuensi kumulatif dan *fatalities* skenario *flash fire* untuk masing-masing lokasi analisa dapat dilihat pada tabel 4.22.

Tabel 4. 25 Rekapitulasi *flash fire* untuk skenario kebocoran *full bore* (>150 mm)

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequency
1	Valve connect	7	6,68E-08	6,68E-08
2	Control Valve Station	7	1,85E-07	2,52E-07
3&4	Compressor Package	0	0,00E+00	2,52E-07
5	CNG Storage	8	4,89E-07	7,41E-07

Sama halnya dengan skenario *jet fire*, dari tabel 4.25 tersebut nilai *fatalities* sebagai hasil analisa konsekuensi dan frekuensi kumulatif dipergunakan sebagai masukan pada *F-N curve*. Gambar 4.10 menunjukkan hasil representasi risiko dari *flash fire* untuk skenario kebocoran *full bore* (>150 mm).



Gambar 4. 10 F-N curve untuk flash fire dengan skenario kebocoran full bore (>150 mm)

Selanjutnya hasil dari *F-N curve* untuk scenario kebocoran lainnya dapat dilihat pada lampiran D. Dan pada tabel 4.26 dibawah ini adalah rekapitulasi risiko *flash fire* pada seluruh node dan skenario.

Tabel 4. 26 Rekapitulasi tingkat risiko flash fire untuk seluruh skenario kebocoran

KONDISI	JUMLAH			
	NODE 1	NODE 2	NODE 3&4	NODE 5
ACCEPTABLE	5	5	5	2
ALARP	0	0	0	2
UNACCEPTABLE	0	0	0	1

Terlihat dari tabel 4.26, sama halnya dengan *jet fire*, tingkat risiko *flash fire* di node 5 dan pada skenario *medium bore* (10-50 mm) berada pada level yang tidak dapat diterima sehingga harus dilakukan mitigasi.

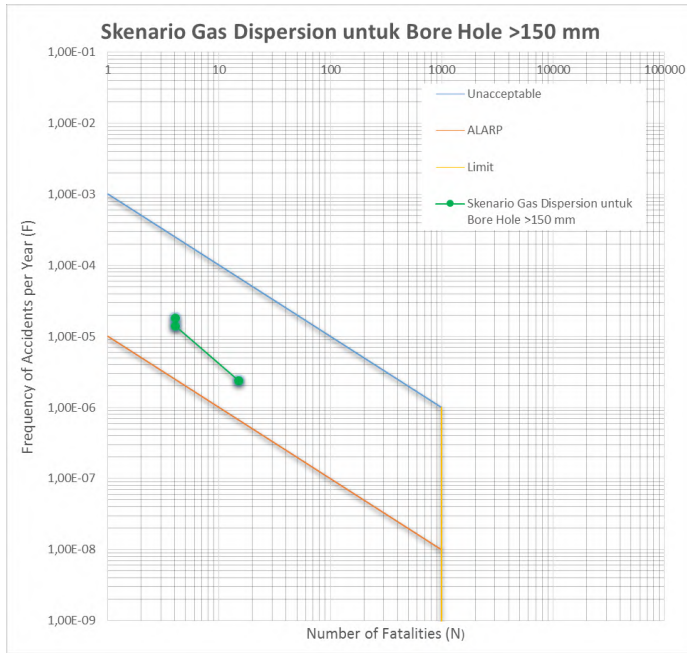
IV.6.2 Representasi Risiko *gas dispersion*

Hasil rekapitulasi frekuensi, frekuensi kumulatif dan *fatalities* skenario *flash fire* untuk masing-masing lokasi analisa dapat dilihat pada tabel 4.27.

Tabel 4. 27 Rekapitulasi *gas dispersion* untuk skenario kebocoran *full bore* (>150 mm)

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequency
1	Valve connect	4	4,25E-06	4,25E-06
2	Control Valve Station	4	1,18E-05	1,60E-05
3&4	Compressor Package	0	0,00E+00	1,60E-05
5	CNG Storage	15	2,39E-06	1,84E-05

Sama halnya dengan skenario sebelumnya, dari tabel tersebut nilai *fatalities* sebagai hasil analisa konsekuensi dan cumulative frekuensi dipergunakan sebagai masukan pada *F-N curve*. Gambar 4.11 menunjukkan hasil representasi risiko dari *gas dispersion* untuk skenario kebocoran *full bore* (>150 mm).



Gambar 4. 11 *F-N curve* untuk *gas dispersion* dengan skenario kebocoran *full bore* (>150 mm)

Selanjutnya hasil dari *F-N curve* untuk skenario kebocoran lainnya dapat dilihat pada lampiran D. Dan pada tabel 4.28 dibawah ini adalah rekapitulasi risiko *gas dispersion* pada seluruh node dan skenario.

Tabel 4. 28 Rekapitulasi tingkat risiko *gas dispersion* untuk seluruh skenario kebocoran

KONDISI	JUMLAH			
	NODE 1	NODE 2	NODE 3&4	NODE 5
ACCEPTABLE	0	0	5	0
ALARP	5	4	0	4
UNACCEPTABLE	0	1	0	1

Terlihat dari tabel 4.28, tidak seperti kedua skenario bahaya sebelumnya, tingkat risiko *gas dispersion* di node 5 pada skenario *medium bore* (10-50 mm) dan di node 2 pada skenario *very small bore* (1-3 mm) berada pada level yang tidak dapat diterima sehingga harus dilakukan mitigasi.

IV.7 Mitigasi

Sebagai hasil dari representasi risiko, tindakan mitigasi akan dilakukan pada skenario-skenario yang menghasilkan tingkat risiko yang tidak dapat diterima. Dari analisa sebelumnya, didapatkan pada node 5 untuk semua skenario bahaya dengan kebocoran *medium bore* (10-50 mm) dan node 2 untuk skenario *gas dispersion* dengan kebocoran *very small bore* (1-3 mm).

Mitigasi dalam tugas akhir ini menggunakan metode LOPA. Mitigasi ini berupaya untuk mengurangi frekuensi kejadian yang terlalu tinggi dengan menambahkan IPL (*Independent Protection Layer*). Setelah frekuensi menjadi turun dan tingkat risiko bahaya juga dapat turun sekurang-kurangnya ke level ALARP, maka mitigasi tersebut dikatakan selesai.

Analisa LOPA menggunakan *initiating event* sebagai masukkannya. Selanjutnya *initiating event* dikalikan dengan *enabling event* atau *conditional modifier*. *Conditional modifier* berisi kemungkinan-kemungkinan *initiating event* menjadi bahaya yang lebih serius, seperti *ignition probability*. Hasil perkalian ketiga nilai tersebut akan menjadi *Frequency of Unmitigated Consequences*.

Setelah nilai *Frequency of Unmitigated Consequences* didapat maka nilai tersebut dikalikan dengan PFD (*Probability Failure on Demand*) dari IPL. PFD dengan kata lain adalah probabilitas peralatan IPL gagal menjalankan fungsinya ketika dibutuhkan. IPL disini didefinisikan sebagai, suatu alat, sistem atau tindakan untuk mencegah skenario bahaya terjadi. Maka dari itu IPL haruslah independen. Pemilihan IPL dapat diambil

dari analisa HAZOP, yaitu rekomendasi yang diberikan ketika konsekuensi terjadi, atau penambahan *safeguard* lain untuk mencegah skenario bahaya terjadi.

Dalam pengerjaan tugas akhir ini, *conditional modifier* berupa *Ignition probability* di dapatkan dari *Risk Assessment Data Directory* oleh OGP . Selanjutnya nilai –nilai PFD dari IPL didapatkan dari *Risk Assessment Data Directory* oleh OGP dan perhitungan oleh Geun Woong Yun.

IV.7.1 Mitigasi pada Node 5 (CNG storage)

Mitigasi dilakukan pada node 2 untuk semua skenario dan skenario kebocoran *medium bore* (10-50 mm). Sebelumnya skenario pada node ini memiliki nilai frekuensi sebesar 1,49E-02 dan nilai *fatality* sebesar 8 jiwa untuk *jet fire*, 1,84E-03 dan *fatality* sebesar 8 jiwa untuk *flash fire*, dan 1,17E-01 dan *fatality* sebesar 8 jiwa untuk *gas dispersion*. Untuk itu mitigasi LOPA berupaya untuk menurunkan nilai frekuensi dari risiko pada node ini. Hasil dari mitigasi LOPA untuk node 2 dapat dilihat pada tabel 4.29 di bawah ini.

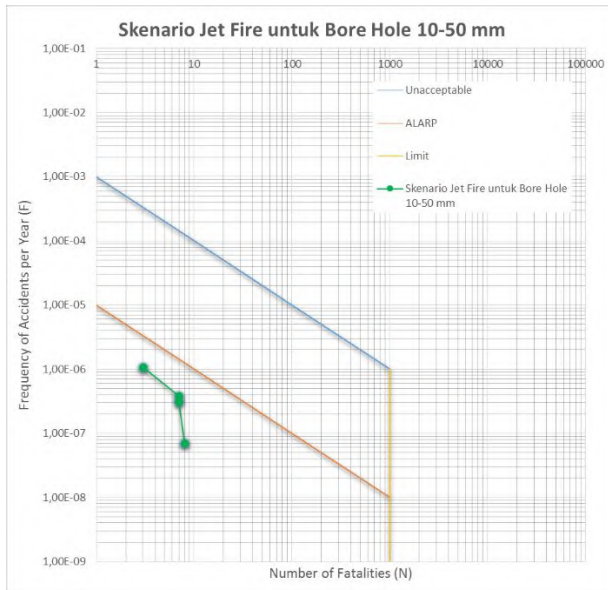
Tabel 4. 29 Worksheet LOPA skenario *jet fire* node 5

Skenario <i>Jet fire</i>	Skenario Title: <i>Jet fire</i> on CNG storage medium leak (10-50 mm)	Node Number 5	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description	Pipe or equipment leak because <i>overpressure</i> and lead to fire or explosion		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1,00E-04
	Tolerable		1,00E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 6 inch pipe in <i>storage area</i>		1,34E-01
Enabling Event or Condition	N/A		
Conditional Modifiers	Ignition probability	1,25,E-01	
	immediate ignition probability	8,90,E-01	
Frequency of Unmitigated Consequence			1,49E-02
Independent Protection Layers (IPL)	Temperature alarm	5,52E-02	
	Pressure alarm	4,22E-02	
	Gas detector	1,00,E-01	
	CO2 system	2,00E-02	
Total PFD for all IPLs		4,66E-06	
Frequency of Mitigated Consequence			6,95E-08
Risk Status		ACCEPTABLE	
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install CO2 system, pressure and temperature alarm as IPL to reduce risk		
Notes			
References			

Melalui tabel 4.29 dapat diketahui tingkat risiko setelah adanya penambahan IPL berupa *temperature alarm*, *pressure alarm*, *gas detector* dan CO2 maka frekuensi *jet fire* setelah di mitigasi turun menjadi 6,95E-08. Setelah itu nilai frekuensi dimasukkan kembali ke *F-N curve*. Sehingga, status risiko turun ke level yang bisa diterima. Tabel 4.30 adalah perhitungan ulang melalui *F-N curve* dengan nilai frekuensi setelah dilakukan mitigasi.

Tabel 4. 30 Rekapitulasi *jet fire* node 5 setelah mitigasi

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequency	Cumulative Frequency
1	Valve connect	7	6,80E-08	6,80E-08
2	Control Valve Station	7	2,45E-07	3,13E-07
3&4	Compressor Package	3	7,02E-07	1,01E-06
5	CNG Storage	8	6,95E-08	1,08E-06



Gambar 4. 12 *F-N curve jet fire* node 5 setelah mitigasi

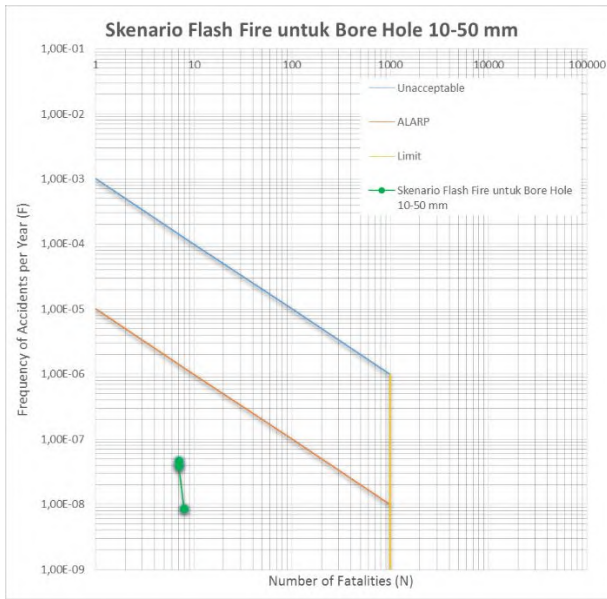
Tabel 4. 31 Worksheet LOPA skenario flash fire node 5

Skenario <i>Flash fire</i>	Skenario Title: <i>Flash fire</i> on CNG storage medium leak (10-50 mm)	Node Number 5	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description	Pipe or equipment leak because <i>overpressure</i> and lead to fire or explosion		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1,00E-04
	Tolerable		1,00E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 6 inch pipe in <i>storage area</i>		1,34E-01
Enabling Event or Condition	N/A		
Conditional Modifiers	Ignition probability	1,25,E-01	
	immediate ignition probability	1,10,E-01	
Frequency of Unmitigated Consequence			1,84E-03
Independent Protection Layers (IPL)	Temperature alarm	5,52E-02	
	Pressure alarm	4,22E-02	
	Gas detector	1,00,E-01	
	CO2 system	2,00E-02	
Total PFD for all IPLs		4,66E-06	
Frequency of Mitigated Consequence			8,59E-09
Risk Status		ACCEPTABLE	
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install CO2 system, pressure and temperature alarm as IPL to reduce risk		
Notes			
References			

Terlihat pada tabel 4.31 dapat diketahui tingkat risiko setelah adanya penambahan IPL berupa *temperature alarm*, *pressure alarm*, *gas detector* dan CO2 maka frekuensi *flash fire* setelah di mitigasi turun menjadi 8,59E-09. Sama seperti sebelumnya, setelah itu nilai frekuensi dimasukkan kembali ke *F-N curve*. Sehingga hasilnya status risiko turun ke level yang bisa diterima. Tabel 4.32 adalah perhitungan ulang melalui *F-N curve* dengan nilai frekuensi setelah dilakukan mitigasi.

Tabel 4. 32 Rekapitulasi *flash fire* node 5 setelah mitigasi

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequency	Cumulative Frequency
1	Valve connect	7	8,40E-09	8,40E-09
2	Control Valve Station	7	3,03E-08	3,86E-08
3&4	Compressor Package	0	8,68E-08	1,25E-07
5	CNG Storage	8	8,59E-09	1,34E-07



Gambar 4. 13 *F-N curve flash fire* node 5 setelah mitigasi

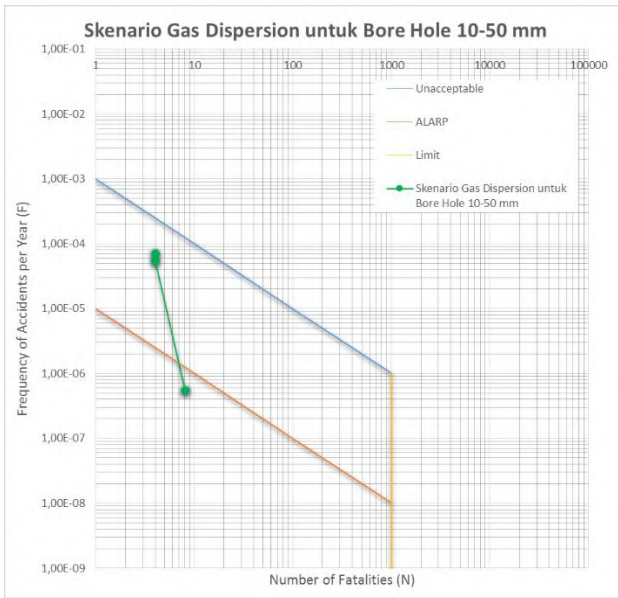
Tabel 4. 33 Worksheet LOPA skenario gas dispersion node 5

Skenario <i>Gas dispersion</i>	Skenario Title: <i>Gas dispersion</i> on CNG storage medium leak (10-50 mm)	Node Number 5	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description	Pipe or equipment leak because <i>overpressure</i> and lead to fire or explosion		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1,00E-04
	Tolerable		1,00E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 6 inch pipe in <i>storage area</i>		1,34E-01
Enabling Event or Condition	N/A		
Conditional Modifiers	No ignition probability	8,75,E-01	
Frequency of Unmitigated Consequence			1,17E-01
Independent Protection Layers (IPL)	Temperature alarm	5,52E-02	
	Pressure alarm	4,22E-02	
	Gas detector	1,00,E-01	
	CO2 system	2,00E-02	
Total PFD for all IPLs		4,66E-06	
Frequency of Mitigated Consequence			5,47E-07
Risk Status		ALARP	
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install CO2 system, pressure and temperature alarm as IPL to reduce risk		
Notes			
References			

Pada tabel 4.33 menunjukkan tingkat risiko setelah adanya penambahan IPL berupa *temperature alarm*, *pressure alarm*, *gas detector* dan CO2 maka frekuensi *gas dispersion* setelah di mitigasi turun menjadi 5,47E-07. Setelah itu nilai frekuensi dimasukkan kembali ke grafik *F-N curve*. Sehingga hasilnya status risiko turun ke level ALARP. Tabel 4.34 adalah perhitungan ulang melalui *F-N curve* dengan nilai frekuensi setelah dilakukan mitigasi.

Tabel 4. 34 Rekapitulasi *gas dispersion* node 5 setelah mitigasi

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequency
1	Valve connect	4	1,52E-05	1,52E-05
2	Control Valve Station	4	5,47E-05	6,99E-05
3&4	Compressor Package	0	5,52E-06	7,54E-05
5	CNG Storage	8	5,47E-07	7,60E-05



Gambar 4. 14 *F-N curve* gas dispersion node 5 setelah mitigasi

IV.7.1 Mitigasi pada Node 2 (*Control Valve Station*)

Mitigasi dilakukan pada node 2 untuk skenario *gas dispersion* dan skenario kebocoran *very small bore* (1-3 mm). Sebelumnya skenario pada node ini memiliki nilai frekuensi sebesar $5,71\text{E-}04$ dan nilai *fatality* sebesar 4 jiwa. Untuk itu mitigasi LOPA berupaya untuk menurunkan nilai frekuensi dari risiko pada node ini. Hasil dari mitigasi LOPA untuk node 2 dapat dilihat pada tabel 4.35 di bawah ini.

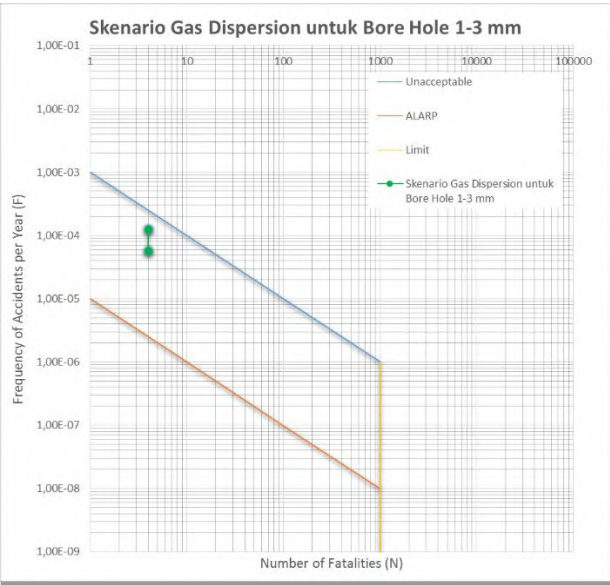
Tabel 4. 35 Worksheet LOPA skenario gas dispersion node 2

Skenario <i>Gas dispersion</i>	Skenario Title: <i>Gas dispersion</i> on Control valve station <i>very small</i> leak (10-50 mm)	Node Number 2	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description	Pipe or equipment leak because <i>overpressure</i> and lead to fire or explosion		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1,00E-04
	Tolerable		1,00E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release from 6 inch pipe in Control valve station area		5,71E-04
Enabling Event or Condition	N/A		
Conditional Modifiers	No ignition probability	9,99,E-01	
Frequency of Unmitigated Consequence			5,71E-04
Independent Protection Layers (IPL)	Gas detector	1,00E-01	
Total PFD for all IPLs		1,00E-01	
Frequency of Mitigated Consequence			5,71E-05
Risk Status		ALARP	
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install gas detector as IPL to reduce risk		
Notes			
References			

Pada tabel 4.35 menunjukkan tingkat risiko setelah adanya penambahan IPL berupa *gas detector* maka frekuensi *gas dispersion* setelah di mitigasi turun menjadi 5,71E-05. Setelah itu nilai frekuensi dimasukkan kembali ke *F-N curve*. Sehingga hasilnya status risiko turun ke level ALARP. Tabel 4.36 adalah perhitungan ulang melalui *F-N curve* dengan nilai frekuensi setelah dilakukan mitigasi.

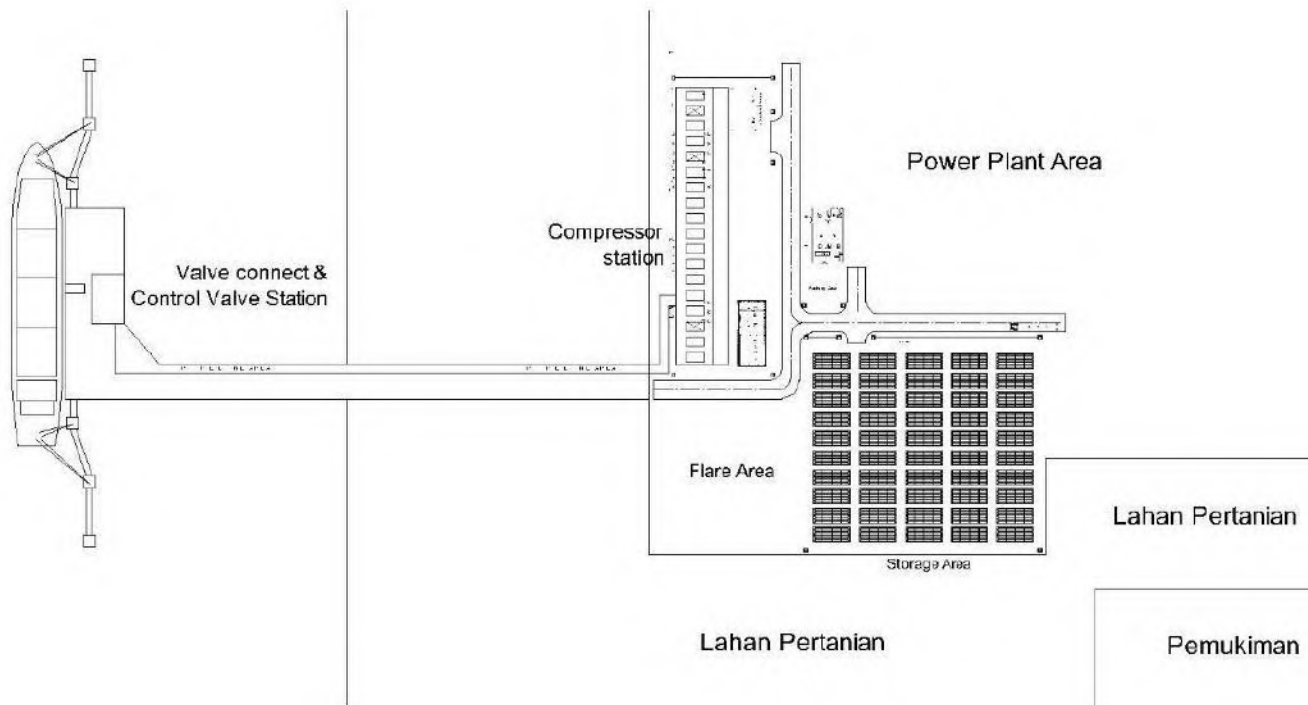
Tabel 4. 36 Rekapitulasi *gas dispersion* node 2 setelah mitigasi

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequency
1	Valve connect	4	6,87E-05	6,87E-05
2	Control Valve Station	4	5,71E-05	1,26E-04
3&4	Compressor Package	0	9,27E-04	1,05E-03
5	CNG Storage	0	1,04E-02	1,15E-02

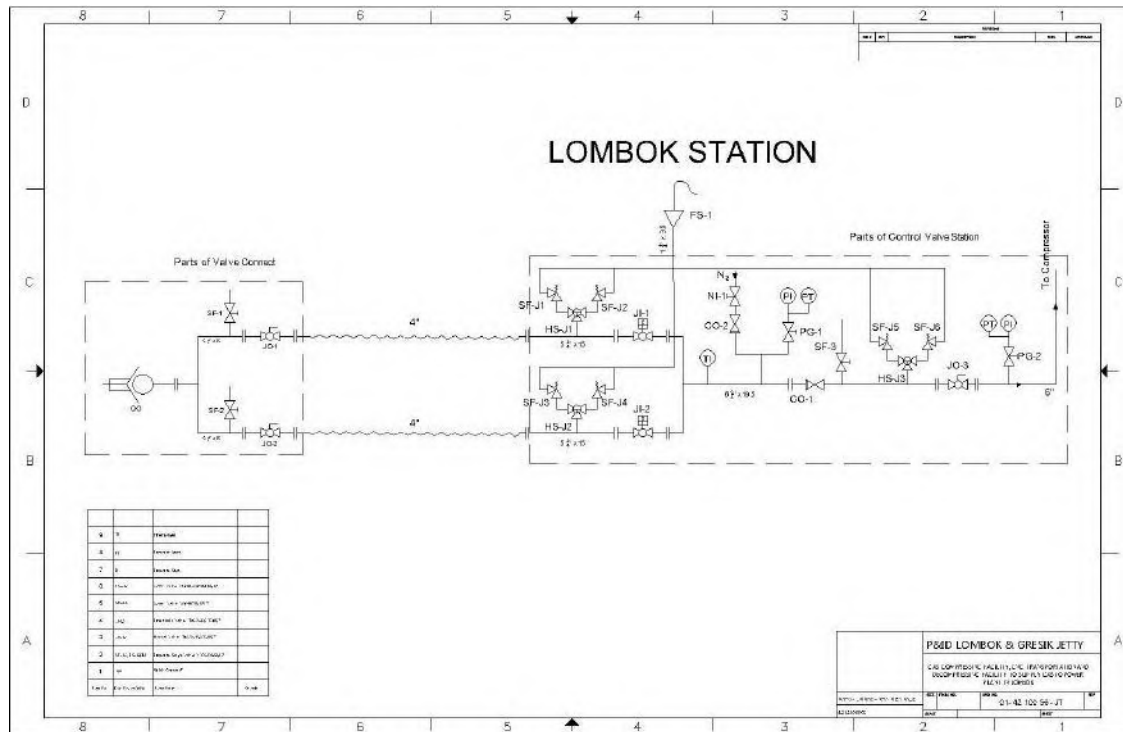


Gambar 4. 15 *F-N curve gas dispersion* node 2 setelah mitigasi

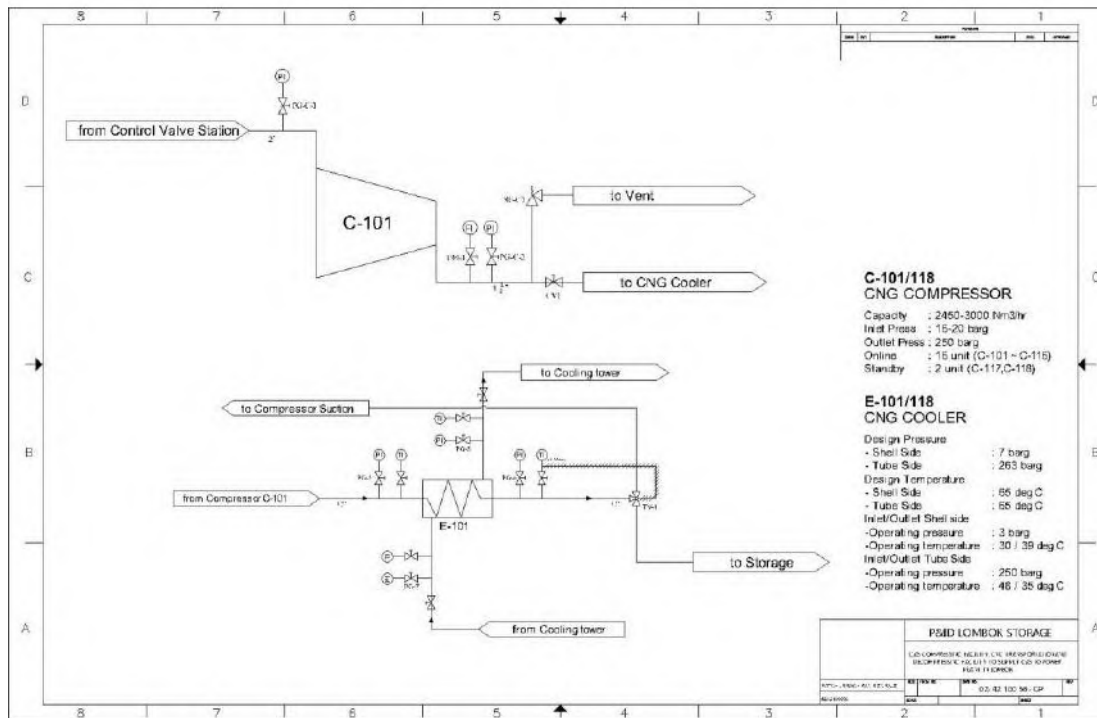
LAMPIRAN A
(Layout dan P&ID Terminal Penerima CNG Lombok
Peaker)



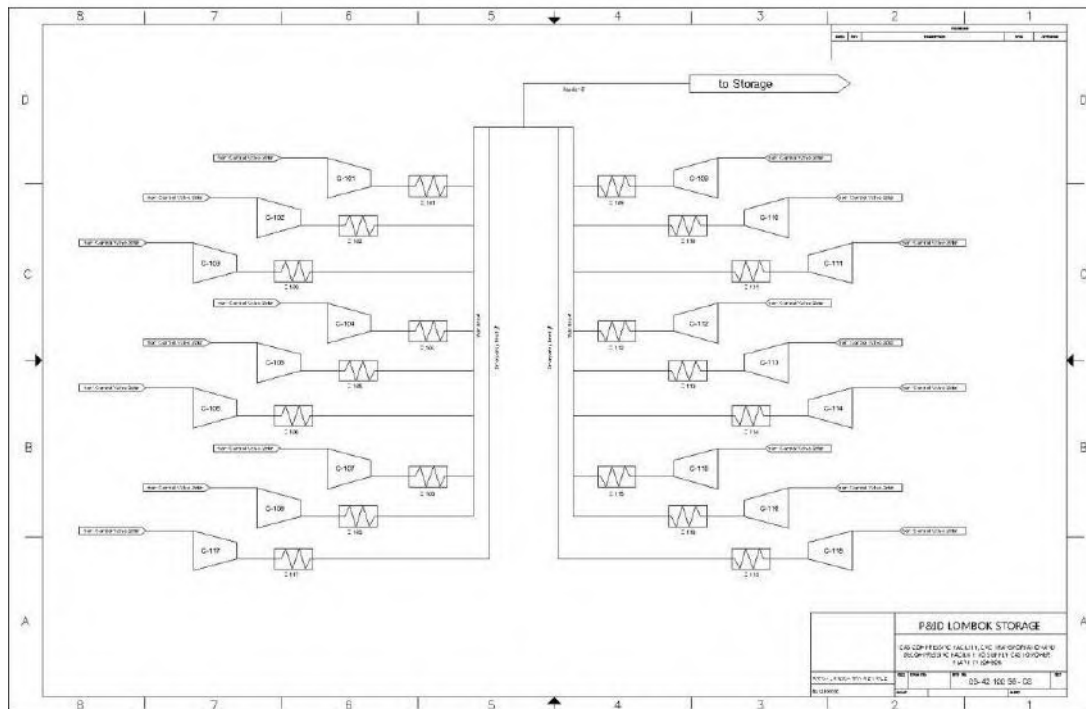
Gambar 1 *Layout* Terminal Penerima CNG



Gambar 2 P&ID Valve Connect dan Control Valve Station



Gambar 3 P&ID Compressor dan Cooler



Gambar 4 P&ID Compressor dan Cooler online & standby unit

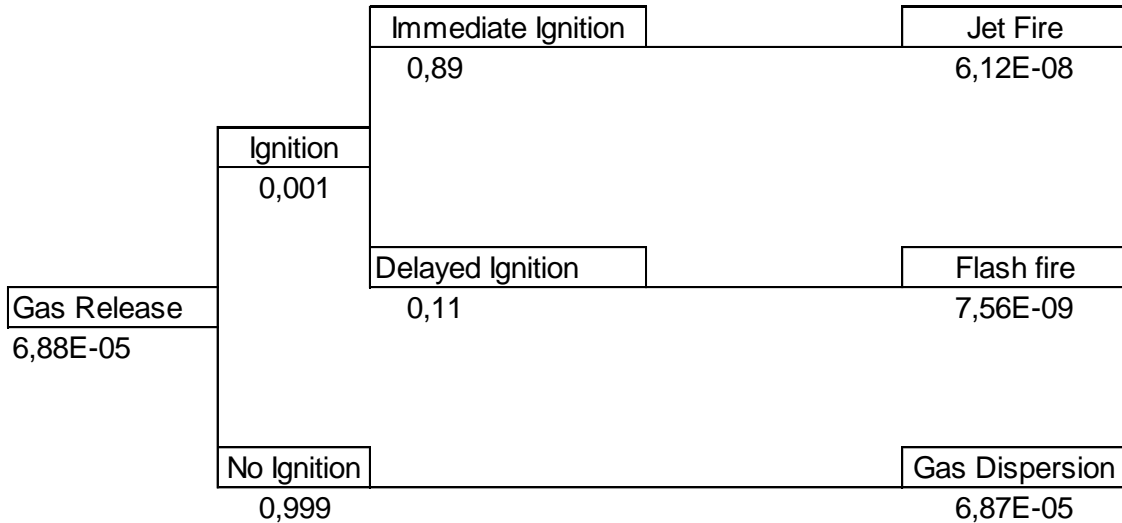
LAMPIRAN B
(Analisa Frekuensi)

Node 1 (very small)

flow release 0,008 kg/s

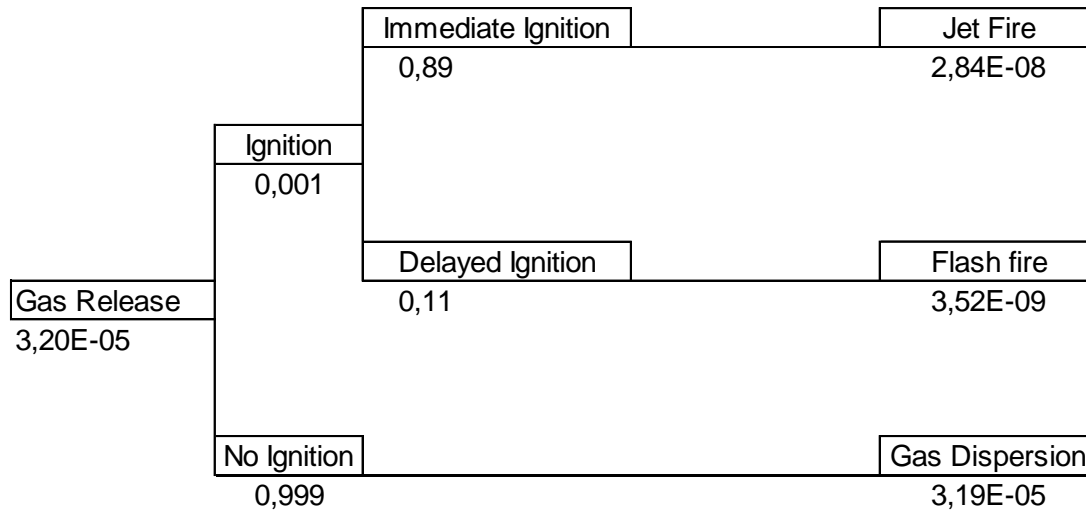
Ignition prob. OGP

type plant Large



Gambar 7 ETA pada Valve Connect (1-3mm)

Node 1 (small)
 flow release 0,052 kg/s
 Ignition prob. OGP
 type plant Large



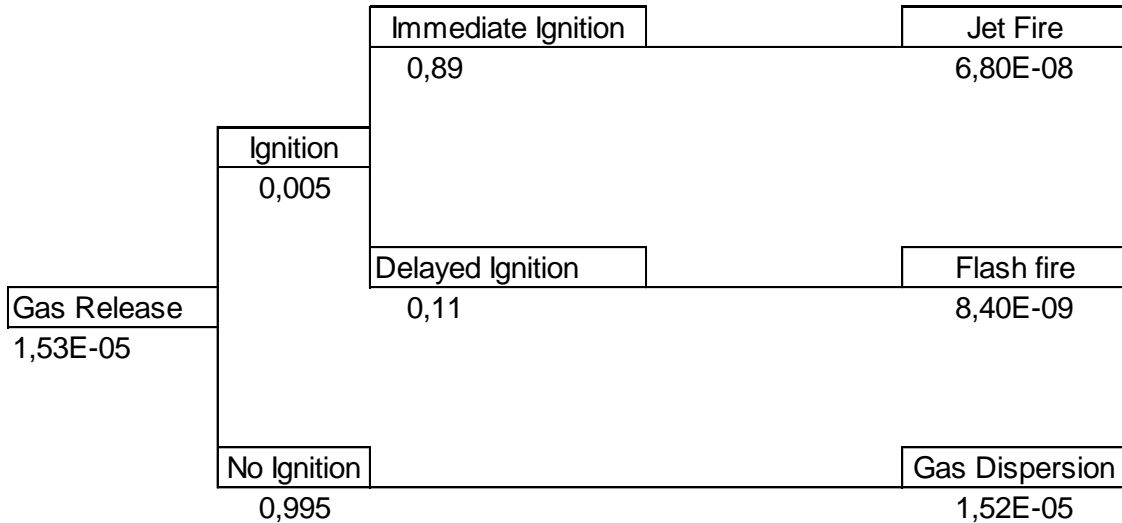
Gambar 8 ETA pada Valve Connect (3-10mm)

Node 1 (medium)

flow release 1,291 kg/s

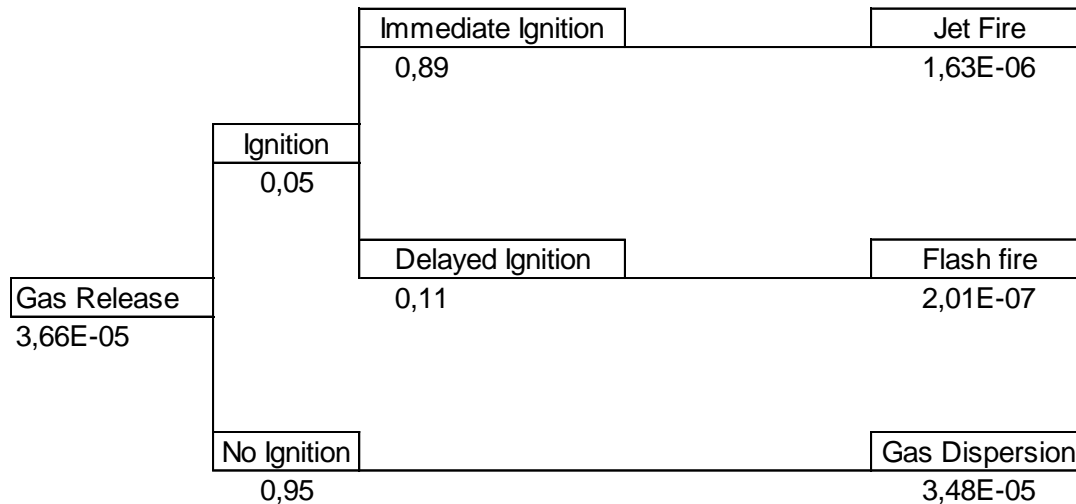
Ignition prob. OGP

type plant Large



Gambar 9 ETA pada Valve Connect (10-50mm)

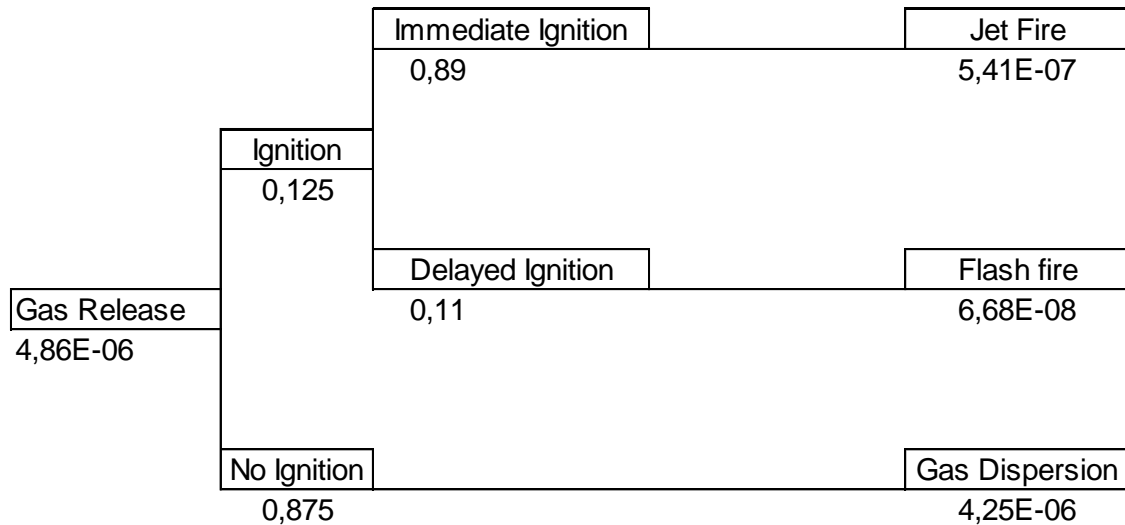
Node 1 (large)
 flow release 20,659 kg/s
 Ignition prob. OGP
 type plant Large



Gambar 10 ETA pada Valve Connect (50-150mm)

Node 1 (full)
flow release
Ignition prob.
type plant

46,483 kg/s
OGP
Large



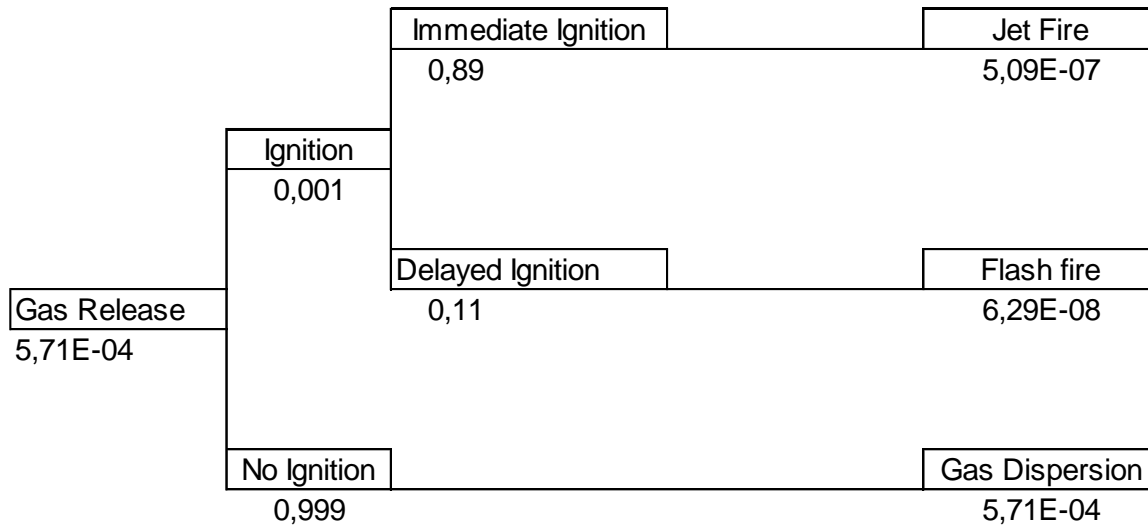
Gambar 11 ETA pada Valve Connect (>150mm)

Node 2 (very small)

flow release 0,008 kg/s

Ignition prob. OGP

type plant Large



Gambar 12 ETA pada Control Valve Station (1-3mm)

Node 2 (small)

flow release

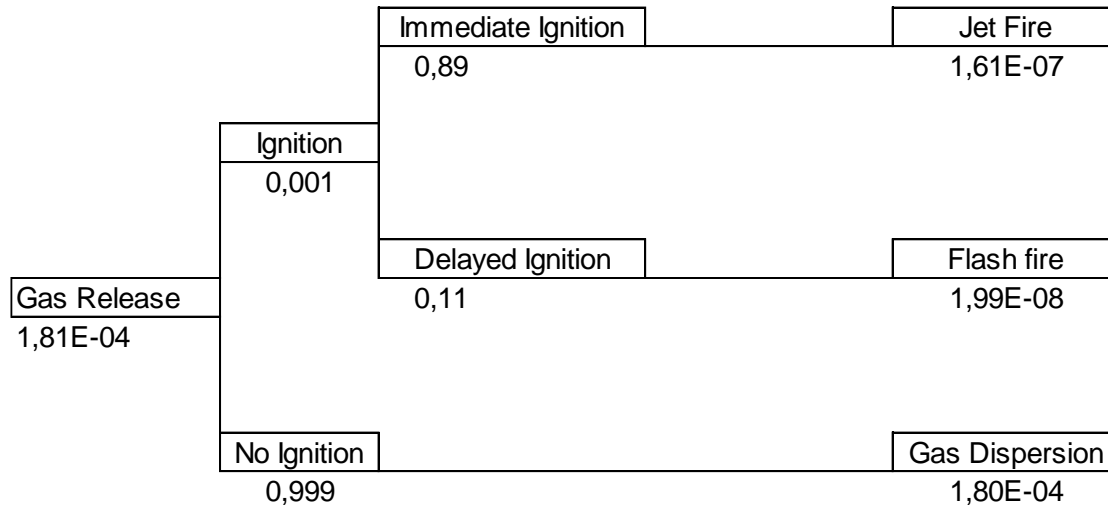
0,052 kg/s

Ignition prob.

OGP

type plant

Large



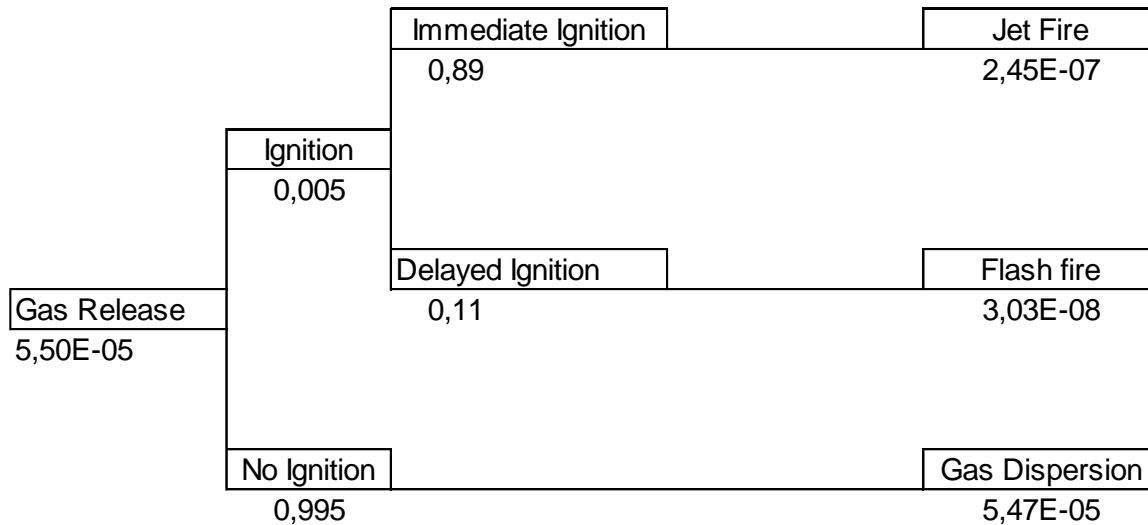
Gambar 13 ETA pada *Control Valve Station* (3-10mm)

Node 2 (medium)

flow release 1,291 kg/s

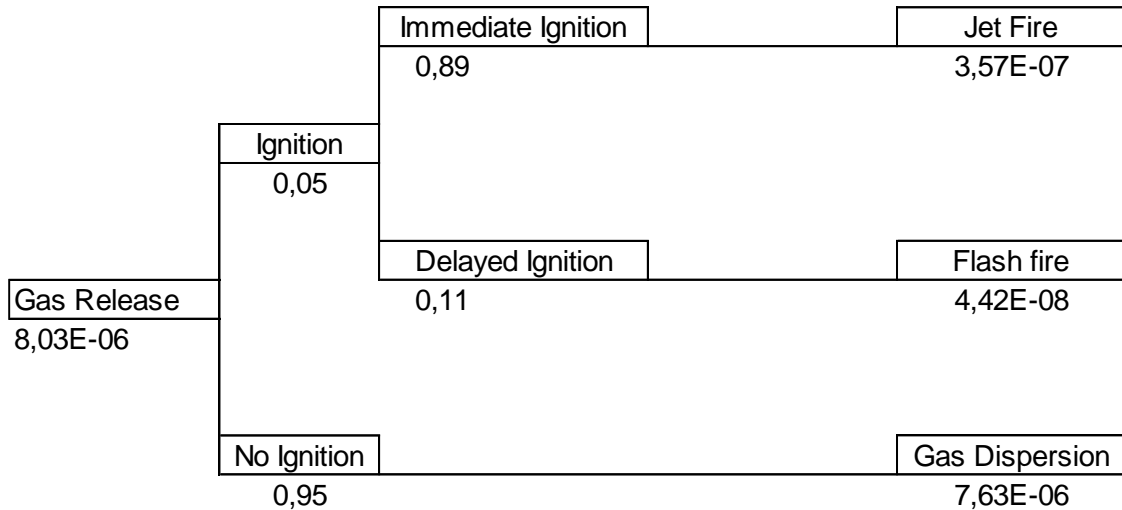
Ignition prob. OGP

type plant Large



Gambar 14 ETA pada *Control Valve Station (10-50mm)*

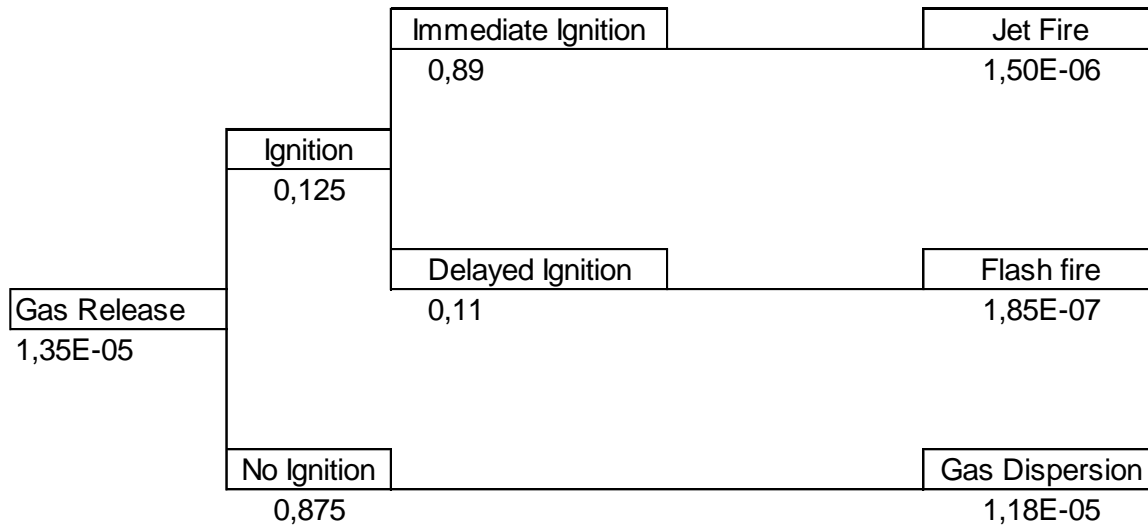
Node 2 (large)
 flow release 20,659 kg/s
 Ignition prob. OGP
 type plant Large



Gambar 15 ETA pada *Control Valve Station (50-150mm)*

Node 2 (full)
flow release
Ignition prob.
type plant

46,483 kg/s
OGP
Large



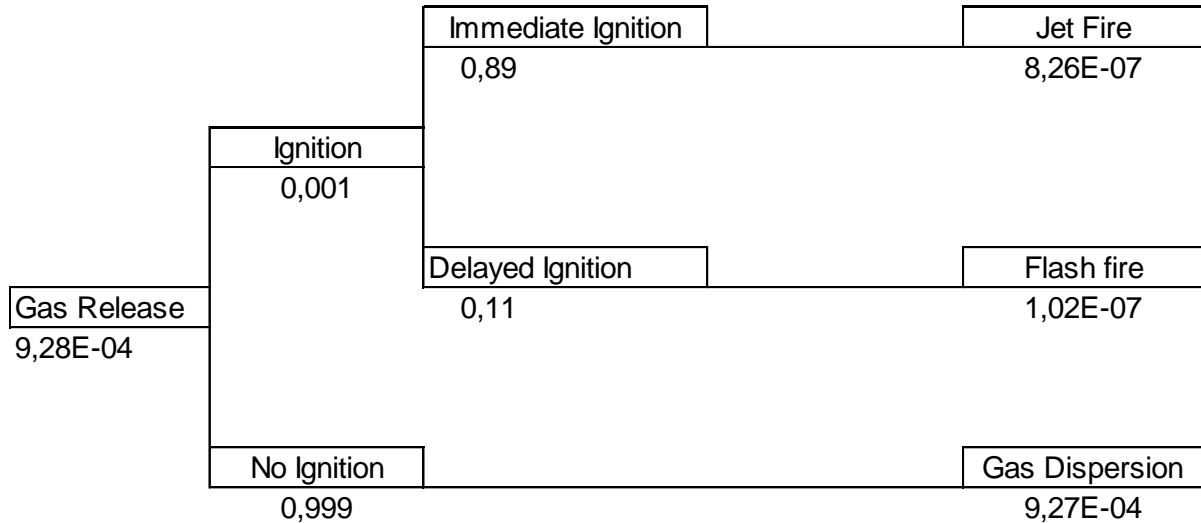
Gambar 16 ETA pada *Control Valve Station* (>150mm)

Node 3&4 (very small)

flow release 0,103 kg/s

Ignition prob. OGP

type plant Large



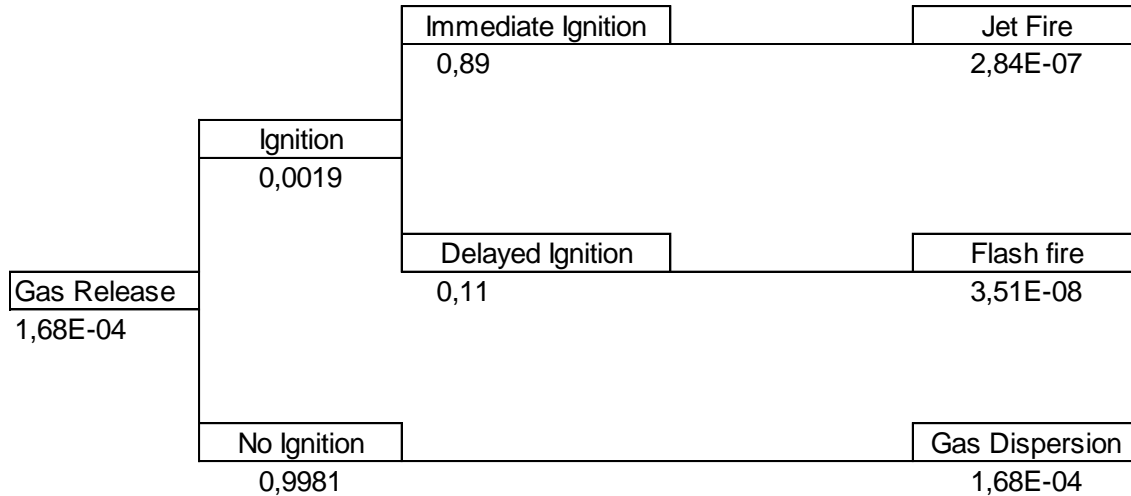
Gambar 17 ETA pada *Compressor & Cooler Package* (1-3mm)

Node 3&4 (small)

flow release 0,646 kg/s

Ignition prob. OGP

type plant Large



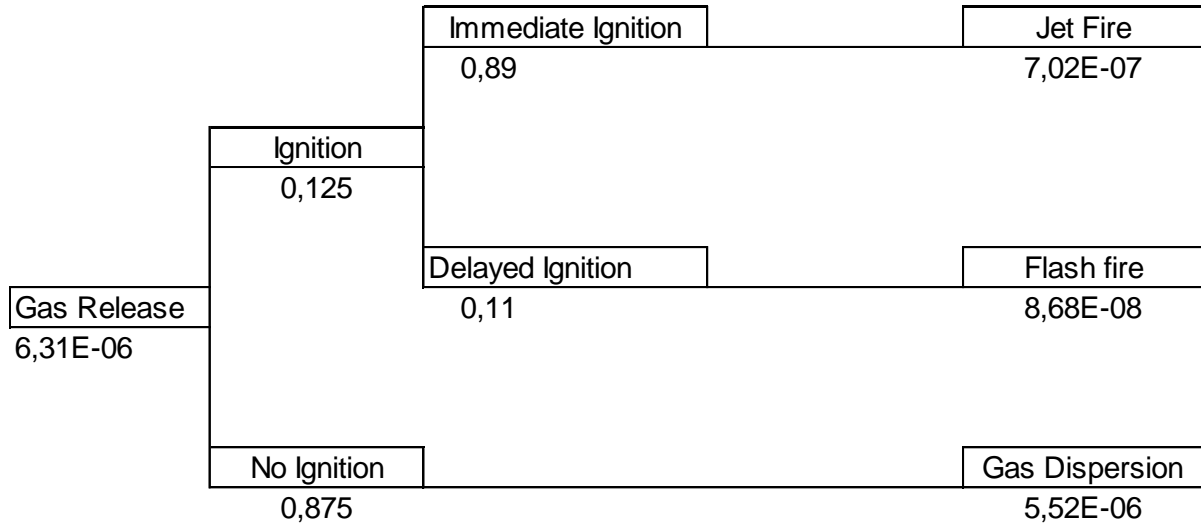
Gambar 18 ETA pada Compressor & Cooler Package (3-10mm)

Node 3&4 (medium)

flow release 16,140 kg/s

Ignition prob. OGP

type plant Large



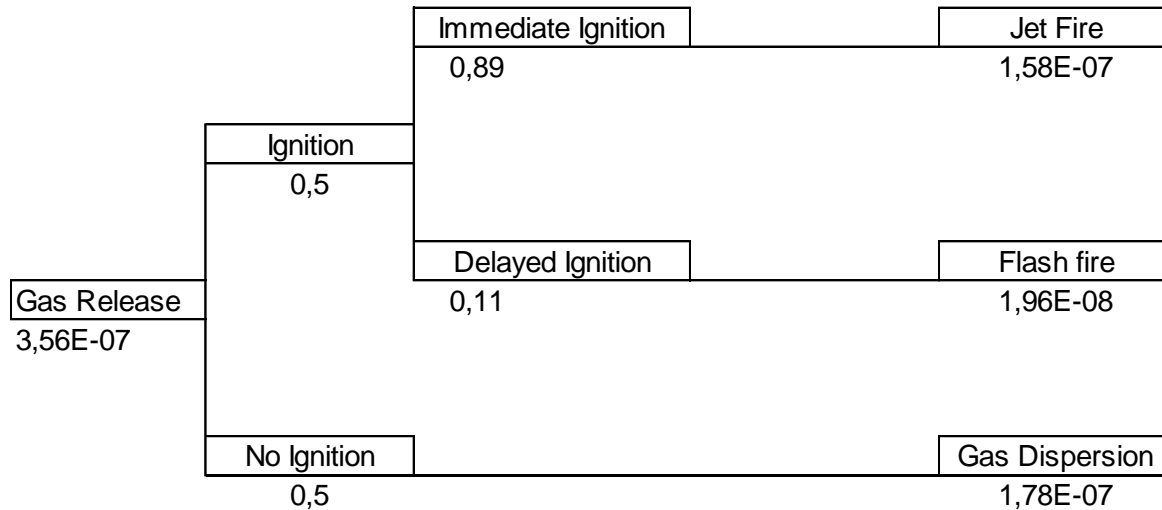
Gambar 19 ETA pada *Compressor & Cooler Package (10-50mm)*

Node 3&4 (large)

flow release 258,241 kg/s

Ignition prob. OGP

type plant Large



Gambar 20 ETA pada *Compressor & Cooler Package* (50-150mm)

Node 3&4 (full)

flow release

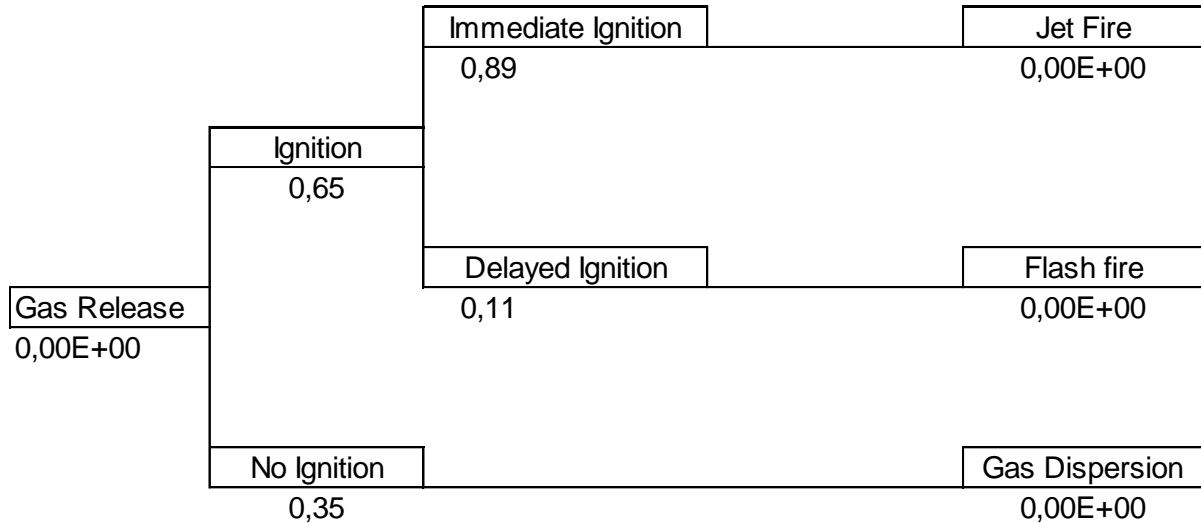
581,042 kg/s

Ignition prob.

OGP

type plant

Large



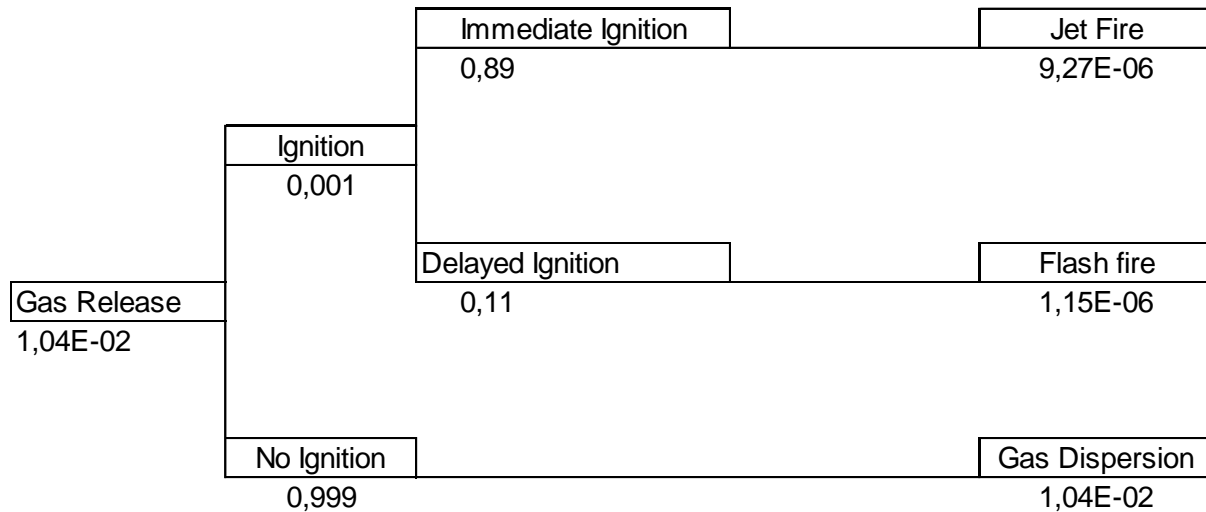
Gambar 21 ETA pada *Compressor & Cooler Package* (>150mm)

Node 5 (very small)

flow release 0,103 kg/s

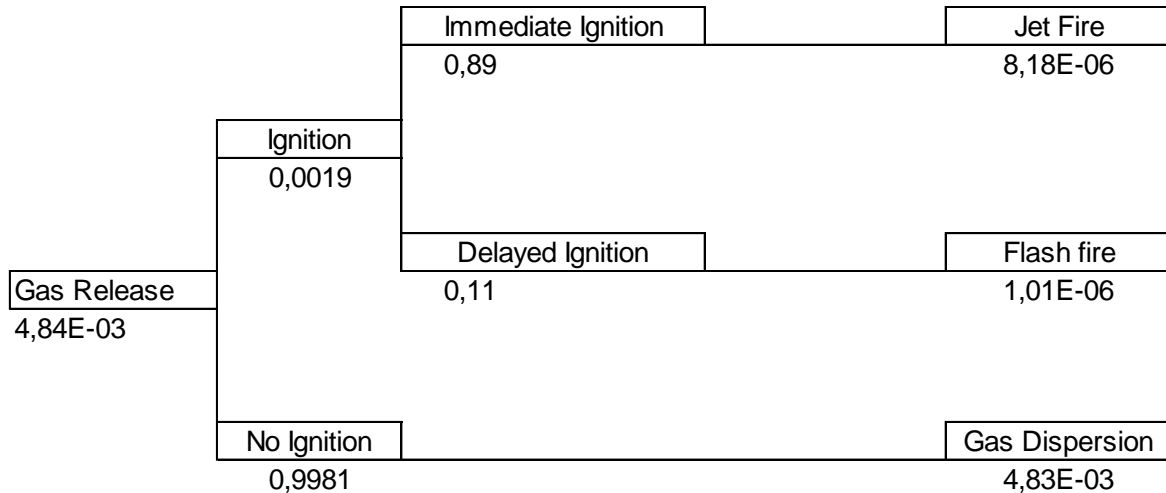
Ignition prob. OGP

type plant Large



Gambar 22 ETA pada CNG Storage (1-3mm)

Node 5 (small)
 flow release 0,646 kg/s
 Ignition prob. OGP
 type plant Large



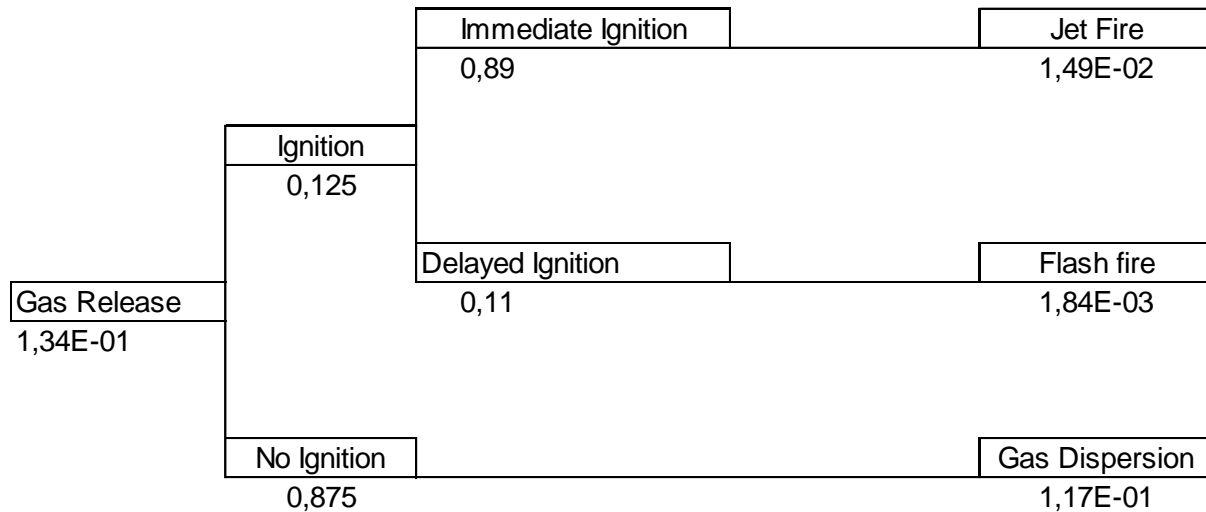
Gambar 23 ETA pada CNG Storage (3-10mm)

Node 5 (medium)

flow release 16,140 kg/s

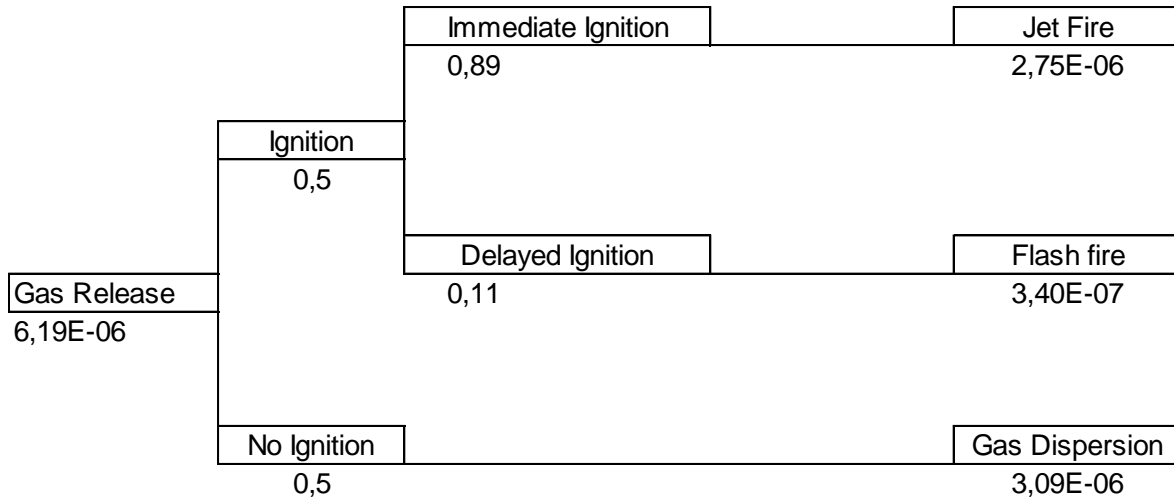
Ignition prob. OGP

type plant Large



Gambar 24 ETA pada CNG Storage (10-50mm)

Node 5 (large)
 flow release 258,241 kg/s
 Ignition prob. OGP
 type plant Large



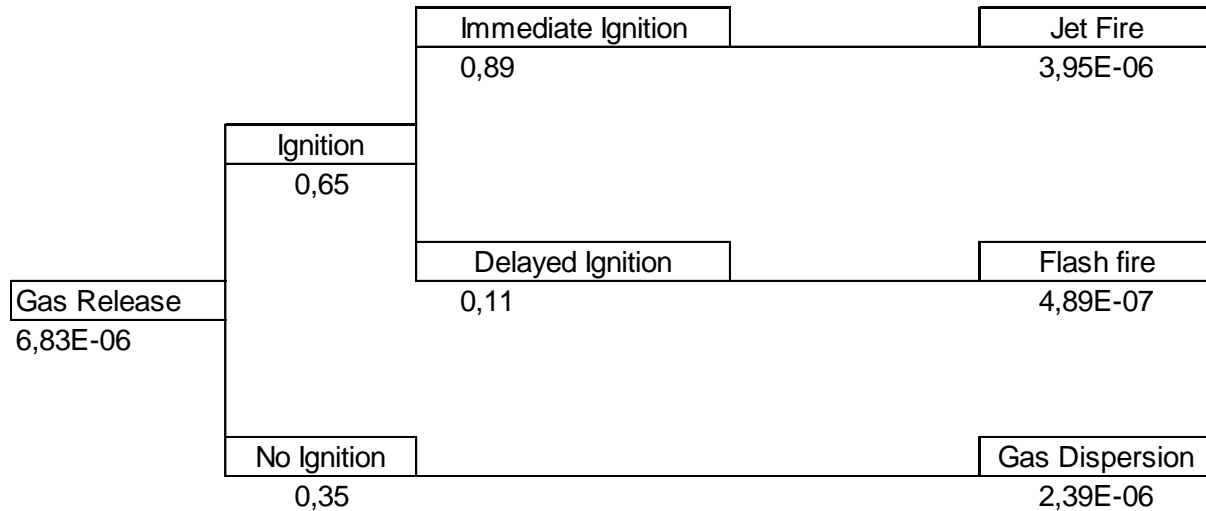
Gambar 25 ETA pada CNG Storage (50-150mm)

Node 5 (full)
flow release
Ignition prob.
type plant

581,042 kg/s

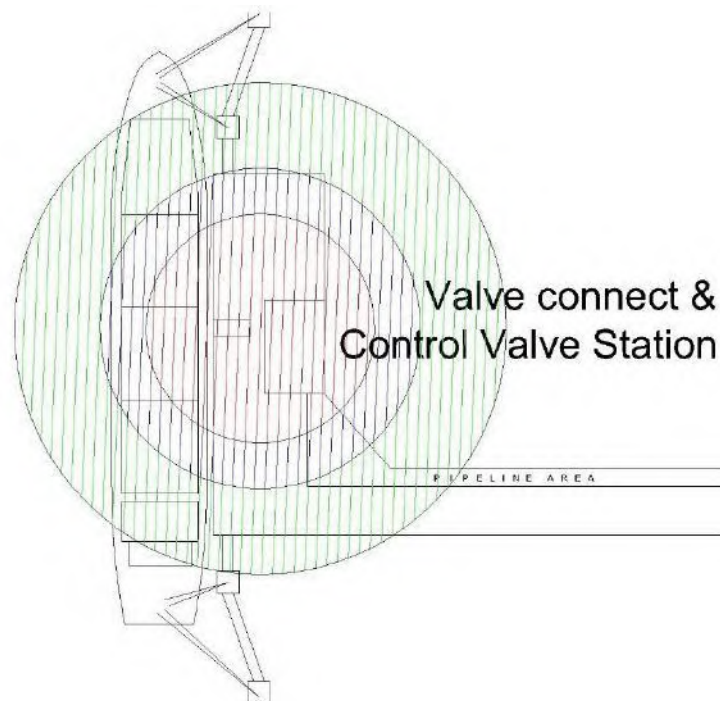
OGP

Large

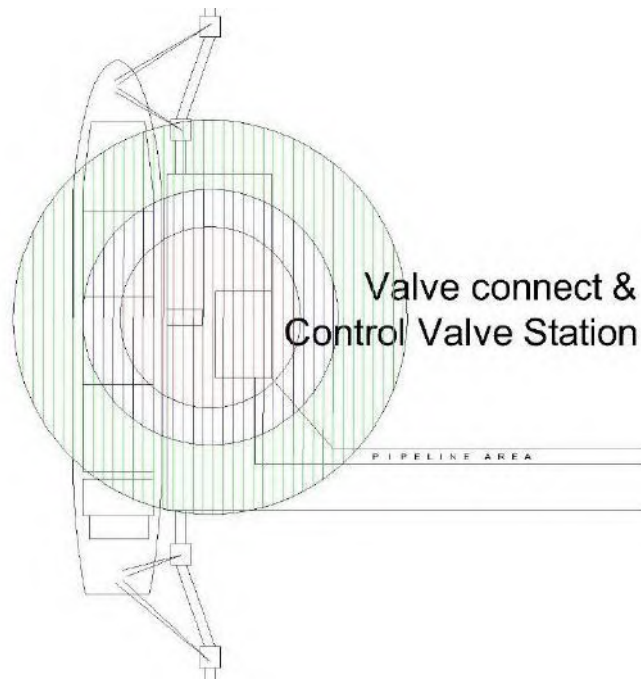


Gambar 26 ETA pada CNG Storage (>150mm)

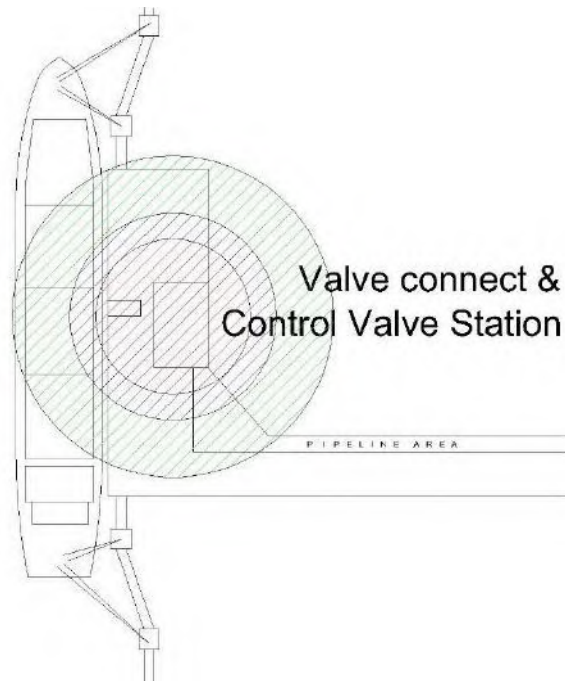
LAMPIRAN C
(Analisa Konsekuensi)



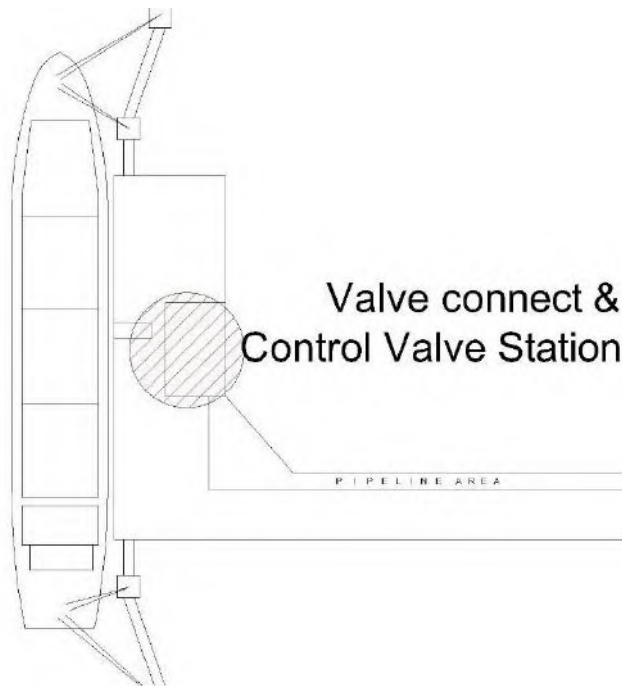
Gambar 27 *Fire modelling ALOHA skenario jet fire dengan kebocoran full bore (>150 mm) pada jetty*



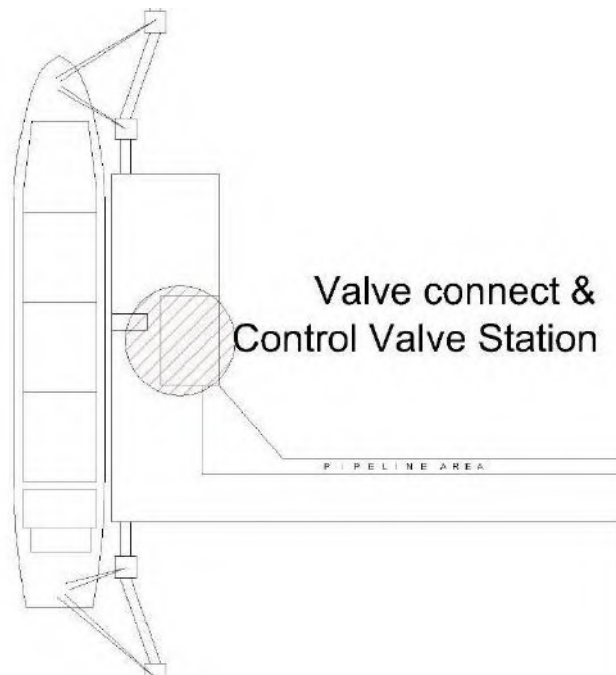
Gambar 28 Fire modelling ALOHA skenario *jet fire* dengan kebocoran *large bore* (50-150 mm) pada *jetty*



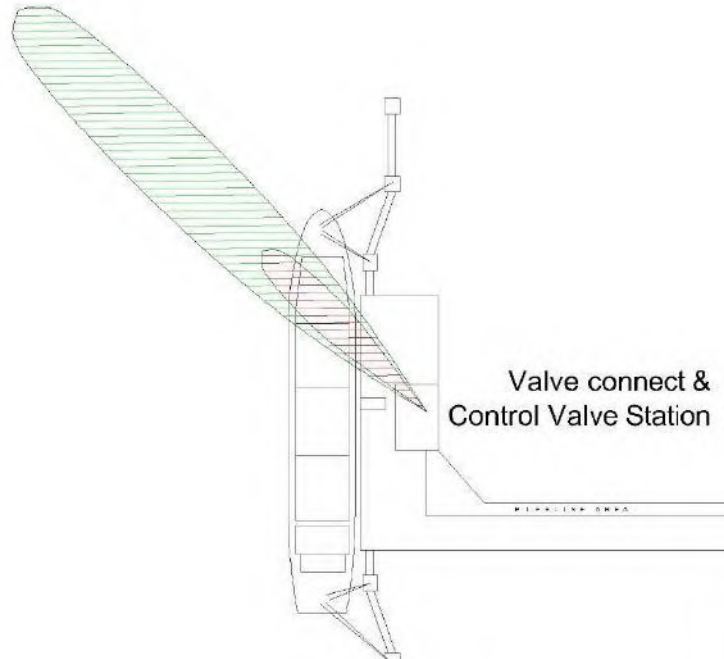
Gambar 29 Fire modelling ALOHA skenario *jet fire* dengan kebocoran *medium bore* (10-50 mm) pada *jetty*



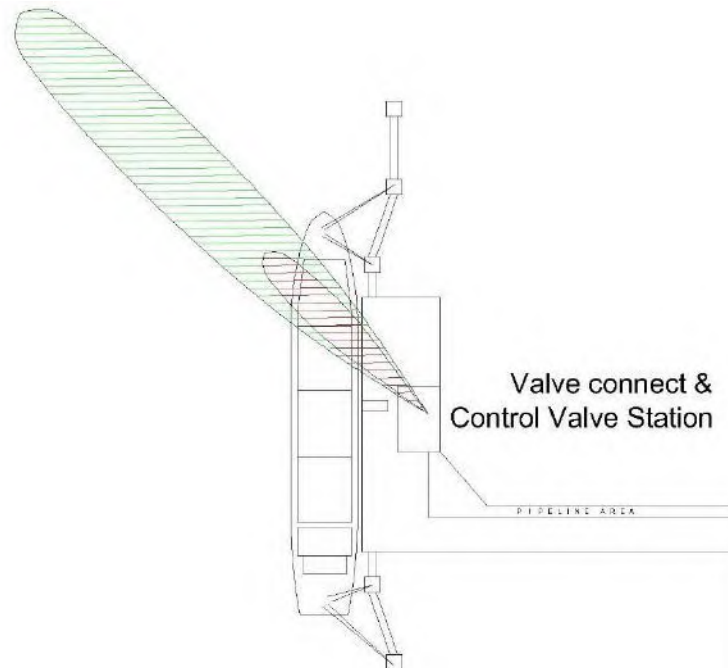
Gambar 30 Fire modelling ALOHA skenario *jet fire* dengan kebocoran *small bore* (3-10 mm) pada *jetty*



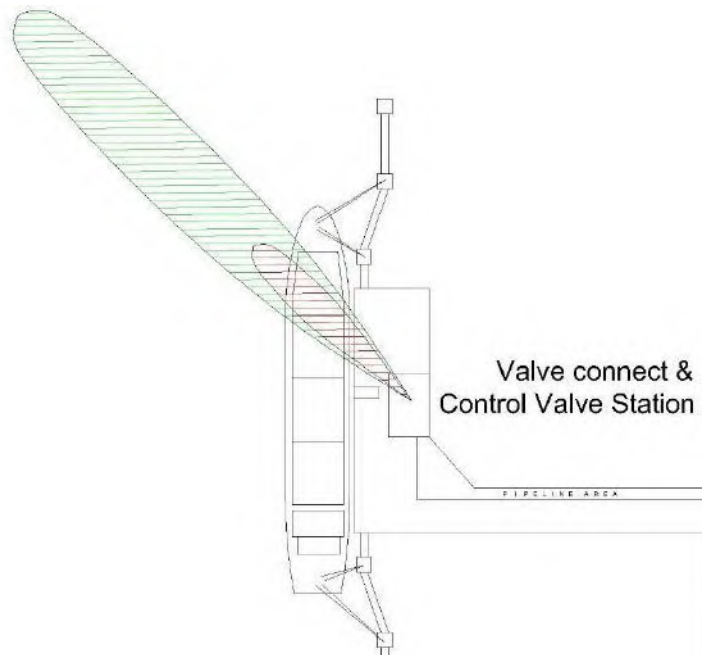
Gambar 31 Fire modelling ALOHA skenario *jet fire* dengan kebocoran *very small bore* (1-3 mm) pada *jetty*



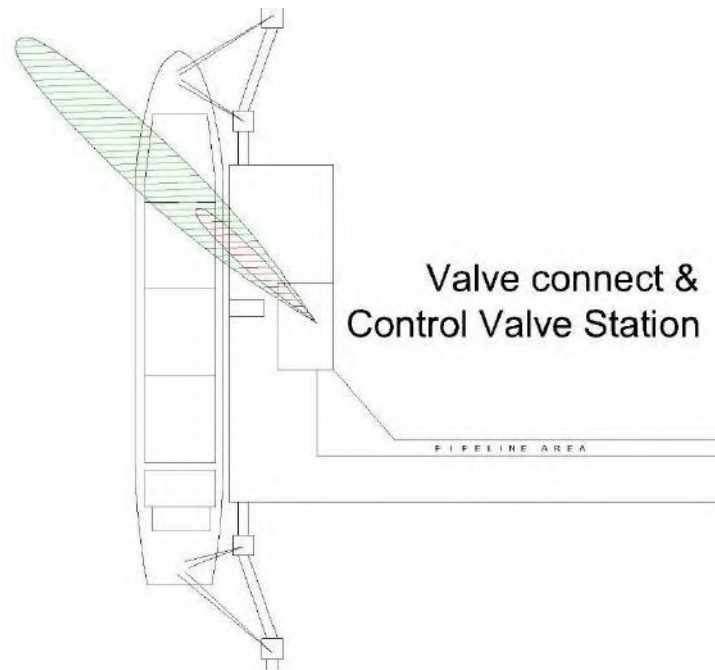
Gambar 32 Fire modelling ALOHA skenario *gas dispersion* dengan kebocoran *full bore* (>150 mm) pada *jetty*



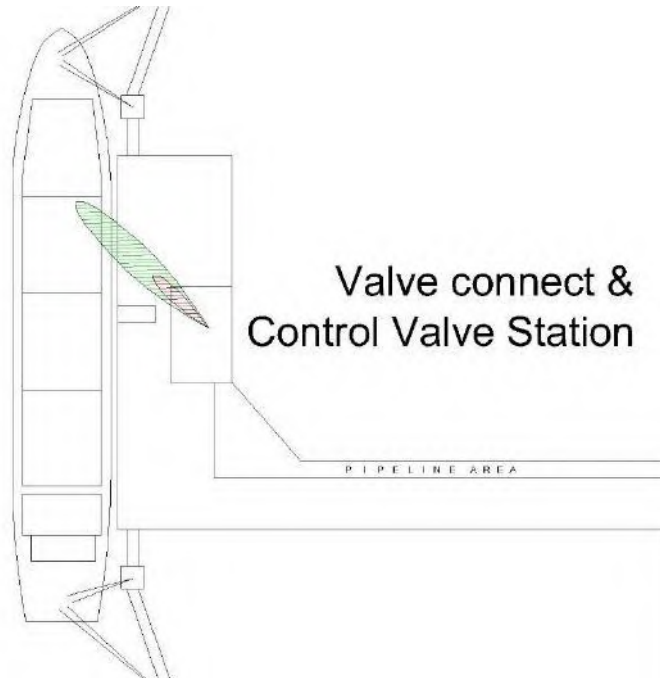
Gambar 33 Fire modelling ALOHA skenario gas *dispersion* dengan kebocoran *large bore* (50-150 mm) pada *jetty*



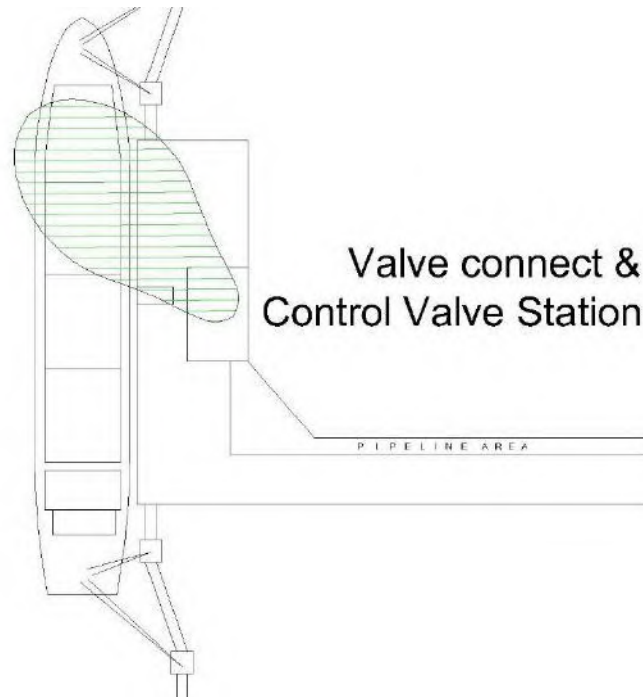
Gambar 34 Fire modelling ALOHA skenario *gas dispersion* dengan kebocoran *medium bore* (10-50 mm) pada *jetty*



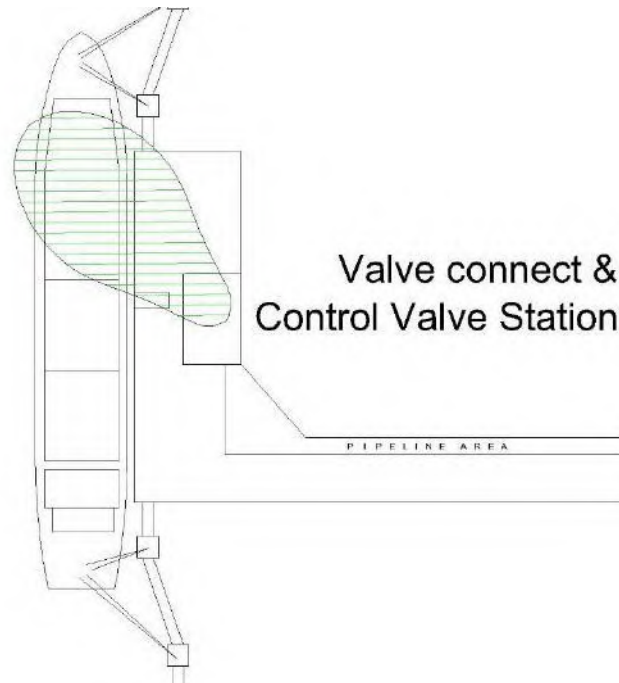
Gambar 35 Fire modelling ALOHA skenario *gas dispersion* dengan kebocoran *small bore* (3-10 mm) pada *jetty*



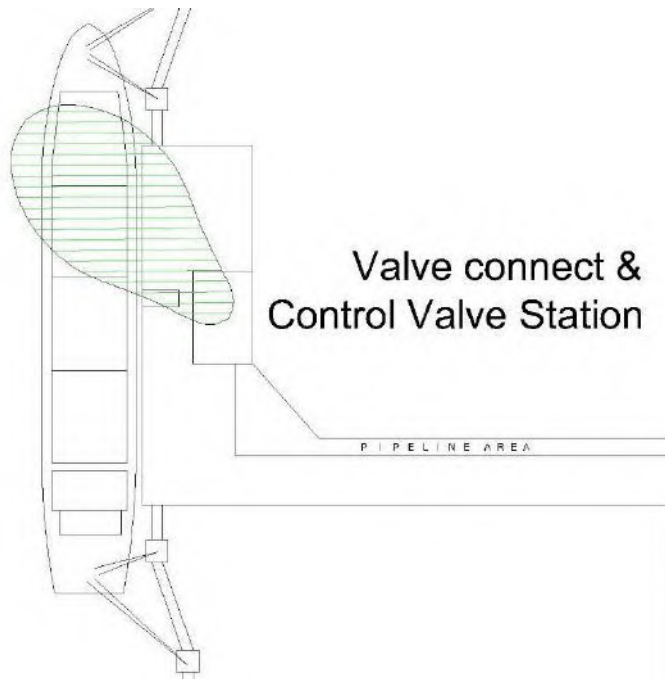
Gambar 36 Fire modelling ALOHA skenario *gas dispersion* dengan kebocoran *very small bore* (1-3 mm) pada *jetty*



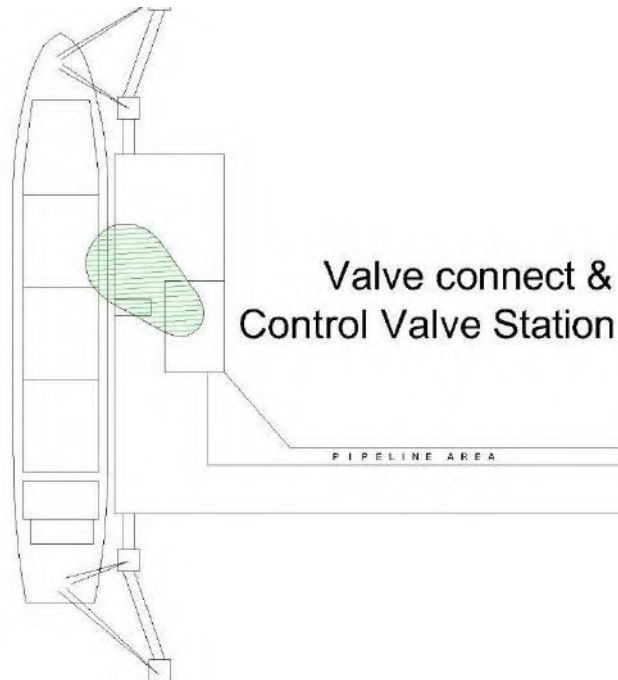
Gambar 37 Fire modelling ALOHA skenario *flash fire* dengan kebocoran *full bore* (>150 mm) pada *jetty*



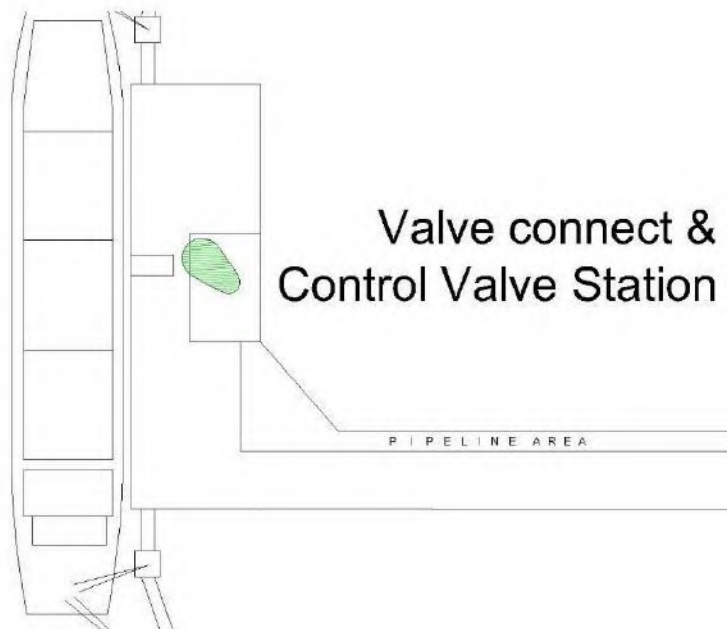
Gambar 38 Fire modelling ALOHA skenario *flash fire* dengan kebocoran *large bore* (50-150 mm) pada *jetty*



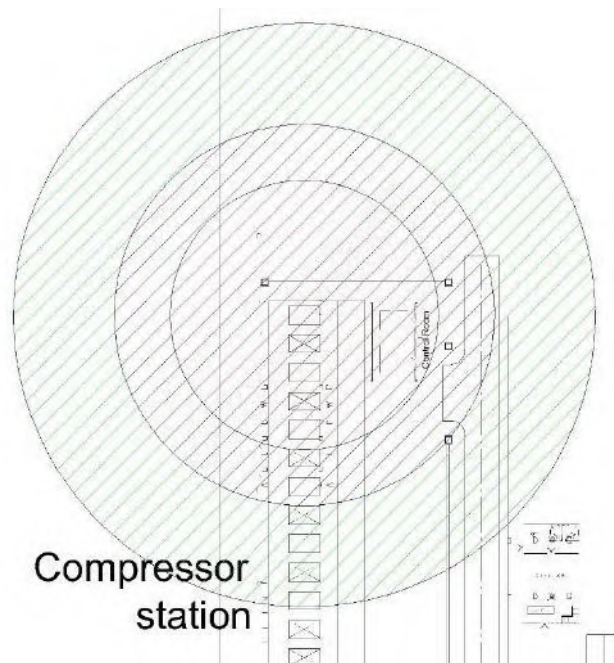
Gambar 39 Fire modelling ALOHA skenario *flash fire* dengan kebocoran *medium bore* (10-50 mm) pada *jetty*



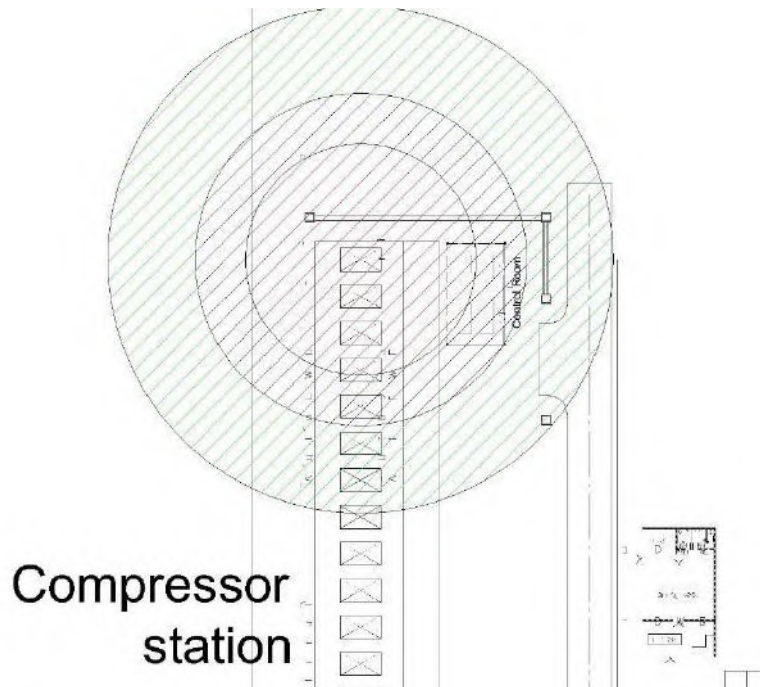
Gambar 40 Fire modelling ALOHA skenario *flash fire* dengan kebocoran *small bore* (3-10 mm) pada *jetty*



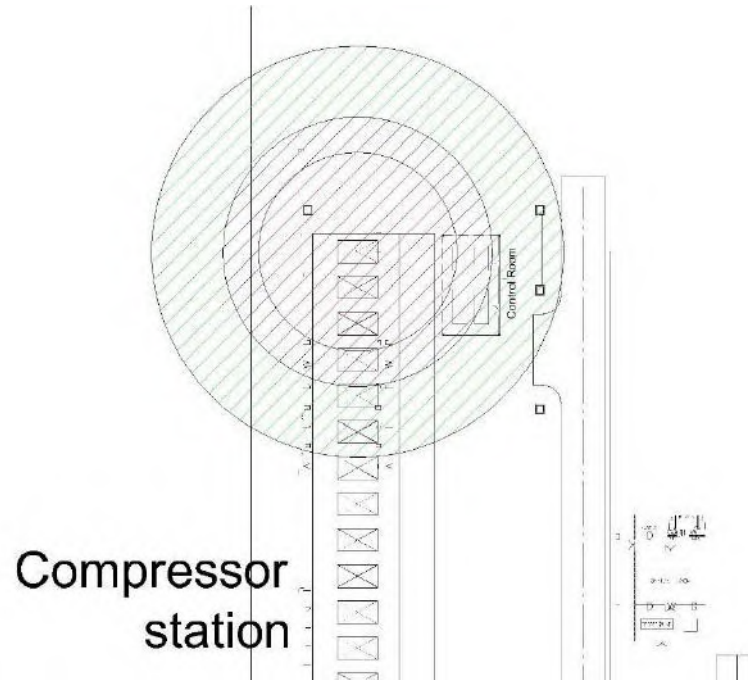
Gambar 41 Fire modelling ALOHA skenario *flash fire* dengan kebocoran *very small bore* (1-3 mm) pada *jetty*



Gambar 42 Fire modelling ALOHA skenario *jet fire* dengan kebocoran *full bore* (>150 mm) pada *Compressor station*

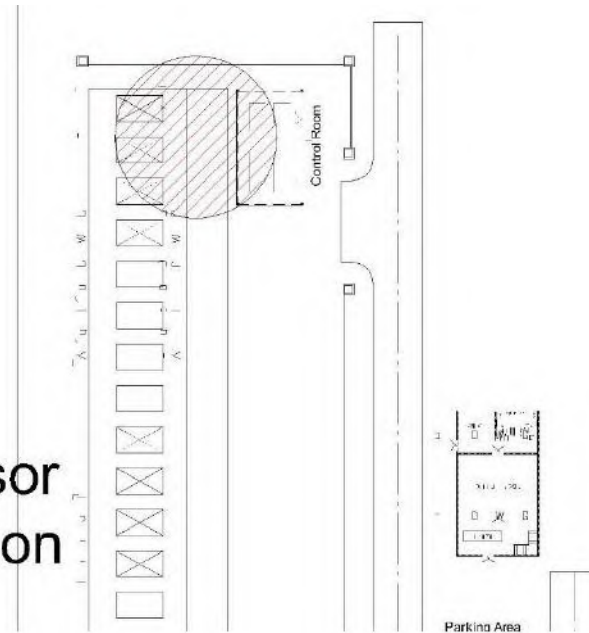


Gambar 43 Fire modelling ALOHA skenario *jet fire* dengan kebocoran *large bore* (50-150 mm) pada *Compressor station*



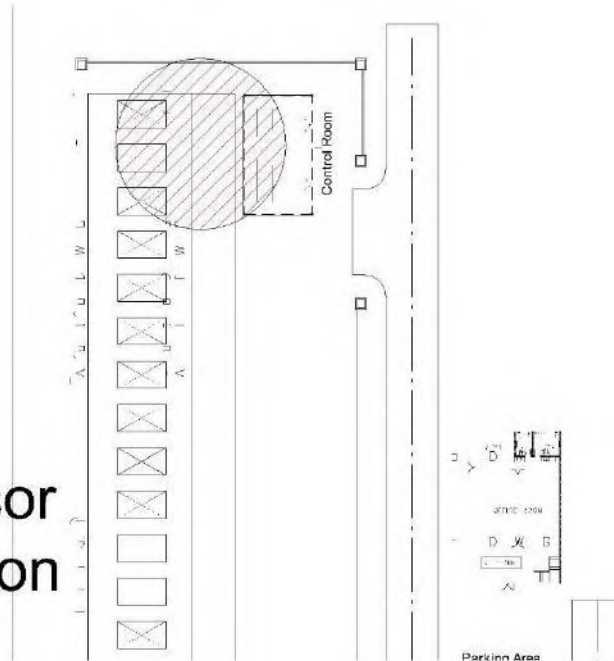
Gambar 44 Fire modelling ALOHA skenario *jet fire* dengan kebocoran *medium bore* (10-50 mm) pada *Compressor station*

Compressor
station

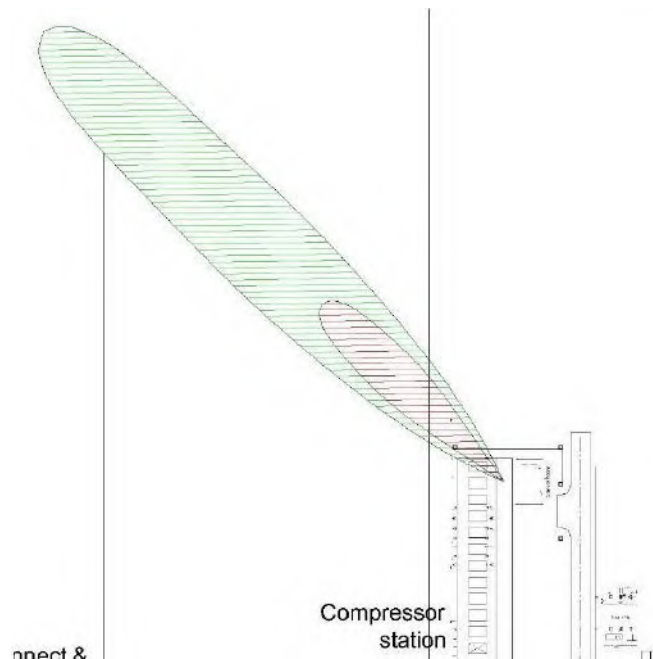


Gambar 45 Fire modelling ALOHA skenario *jet fire* dengan kebocoran *small bore* (3-10 mm) pada *Compressor station*

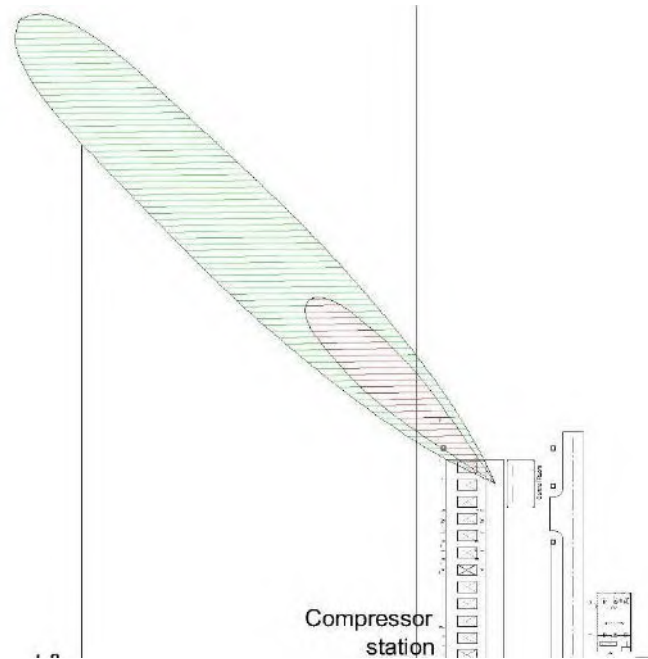
Compressor
station



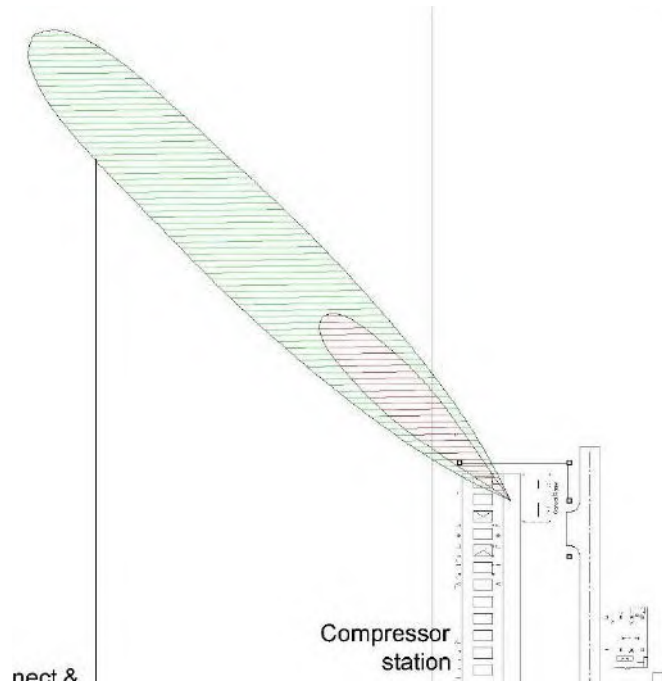
Gambar 46 Fire modelling ALOHA skenario *jet fire* dengan kebocoran *very small bore* (1-3 mm) pada *Compressor station*



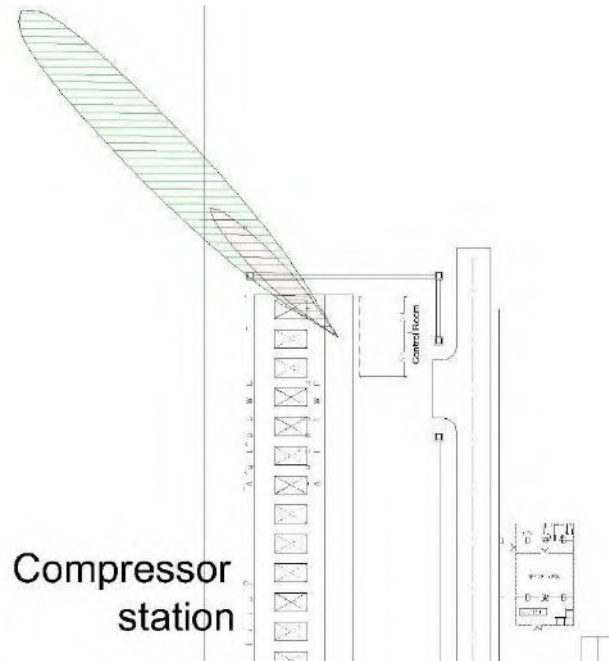
Gambar 47 Fire modelling ALOHA skenario *gas dispersion* dengan kebocoran *full bore* (>150 mm) pada *Compressor station*



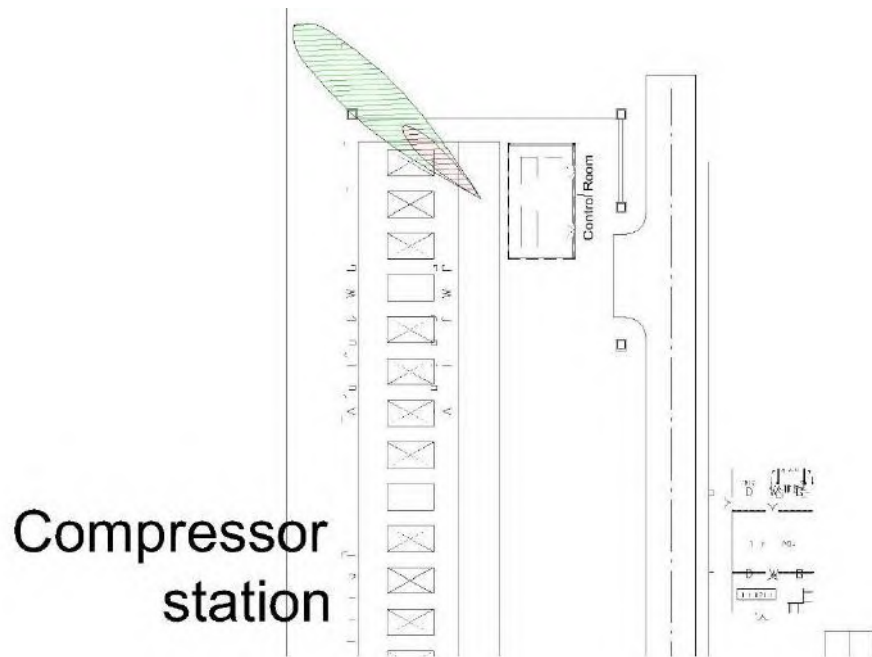
Gambar 48 Fire modelling ALOHA skenario *gas dispersion* dengan kebocoran *large bore* (50-150 mm) pada *Compressor station*



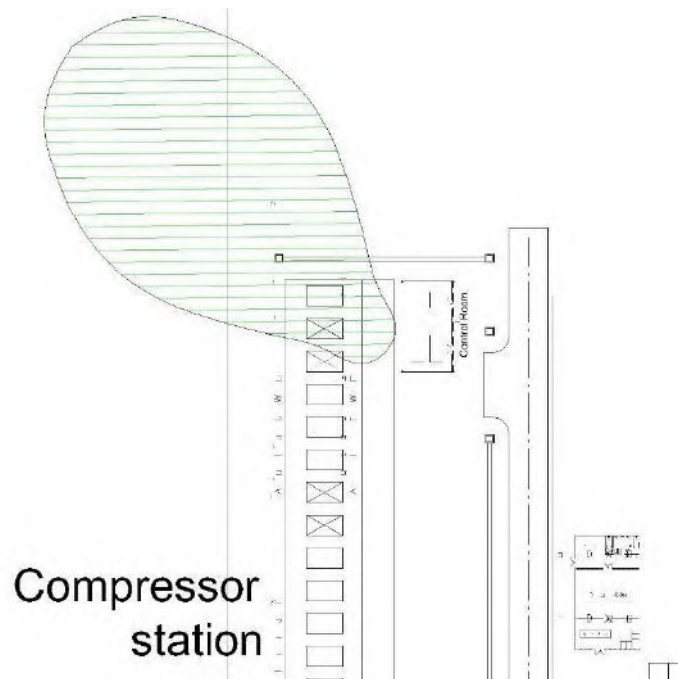
Gambar 49 Fire modelling ALOHA skenario *gas dispersion* dengan kebocoran *medium bore* (10-50 mm) pada *Compressor station*



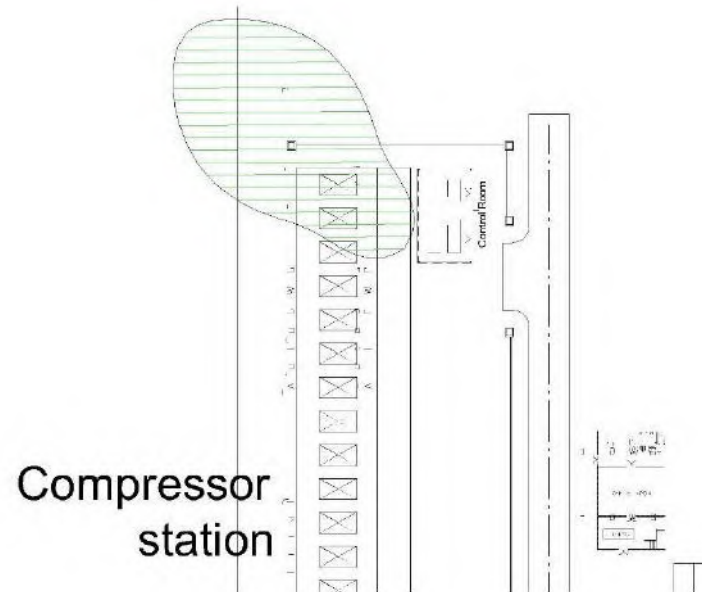
Gambar 50 Fire modelling ALOHA skenario *gas dispersion* dengan kebocoran *small bore* (3-10 mm) pada *Compressor station*



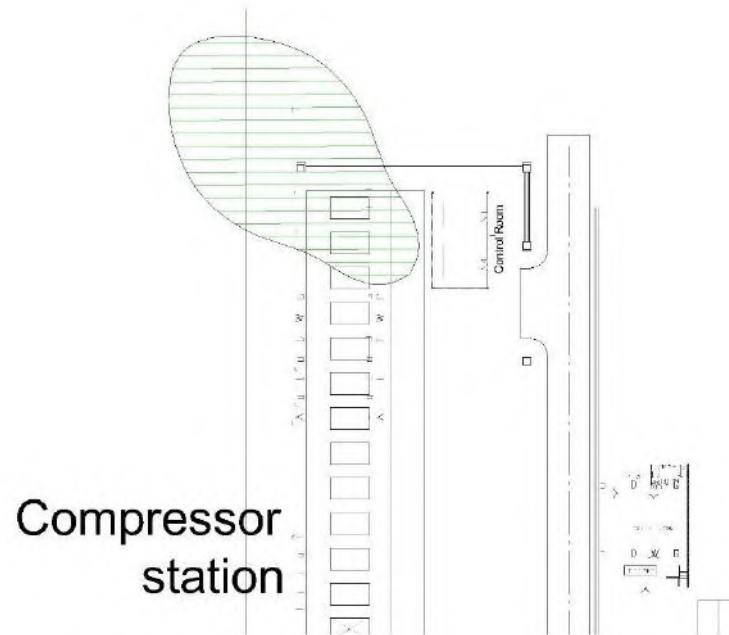
Gambar 51 Fire modelling ALOHA skenario *gas dispersion* dengan kebocoran *very small bore* (1-3 mm) pada *Compressor station*



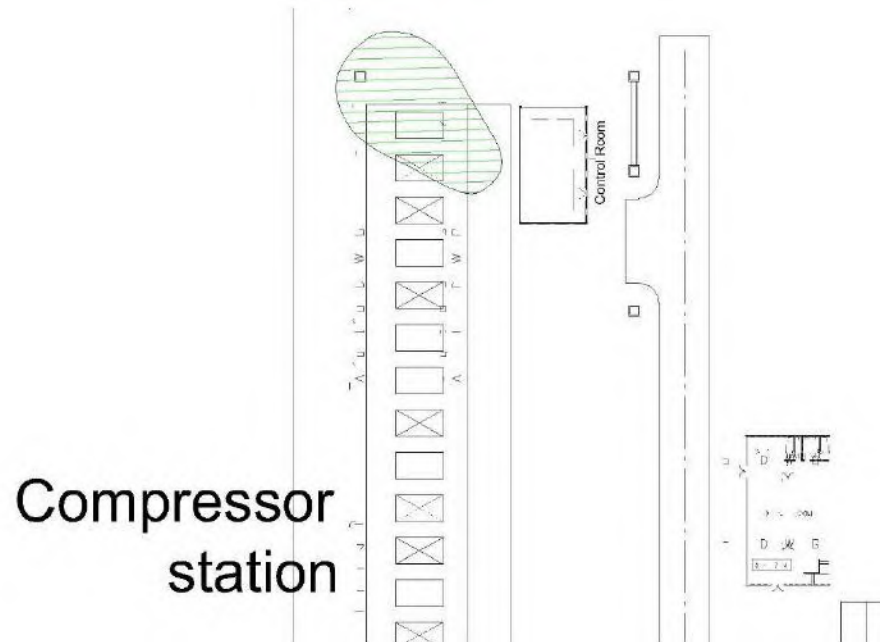
Gambar 52 Fire modelling ALOHA scenario *flash fire* dengan kebocoran *full bore* (>150 mm) pada *Compressor station*



Gambar 53 Fire modelling ALOHA scenario *flash fire* dengan kebocoran *large bore* (50-150 mm) pada *Compressor station*

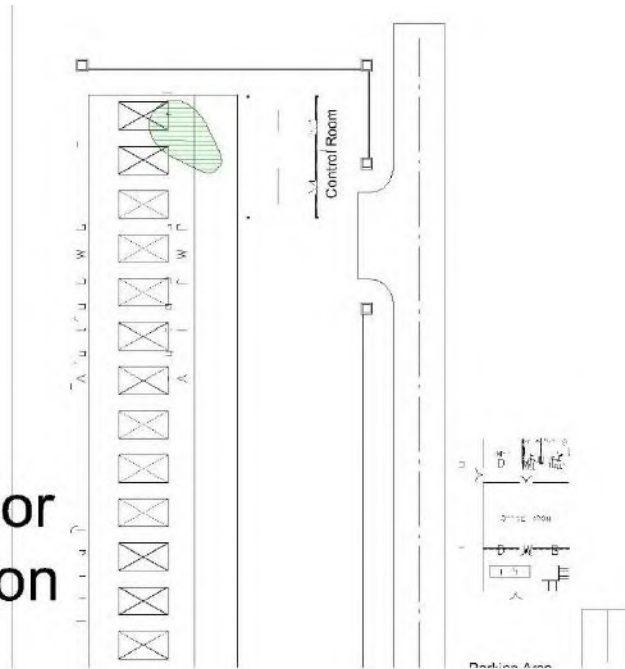


Gambar 54 Fire modelling ALOHA scenario *flash fire* dengan kebocoran *medium bore* (10-50 mm) pada *Compressor station*

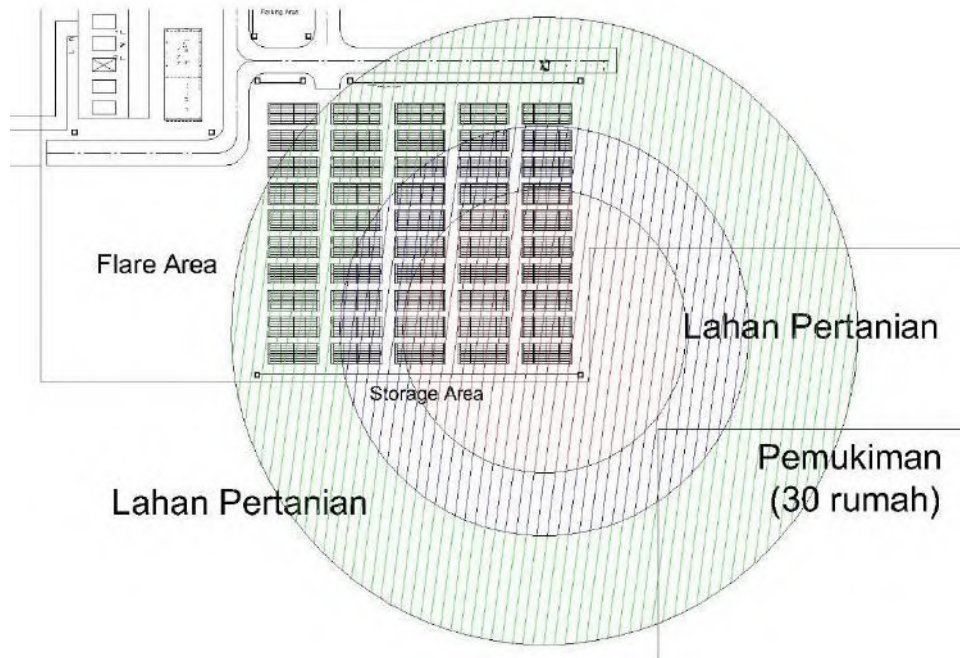


Gambar 55 Fire modelling ALOHA scenario *flash fire* dengan kebocoran *small bore* (>150 mm) pada *Compressor station*

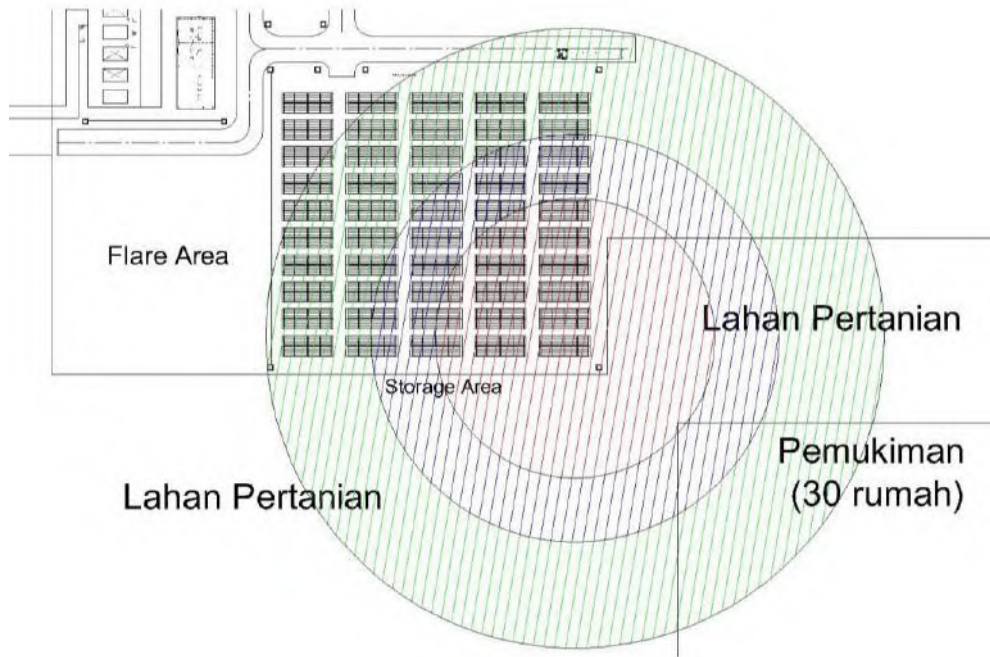
Compressor
station



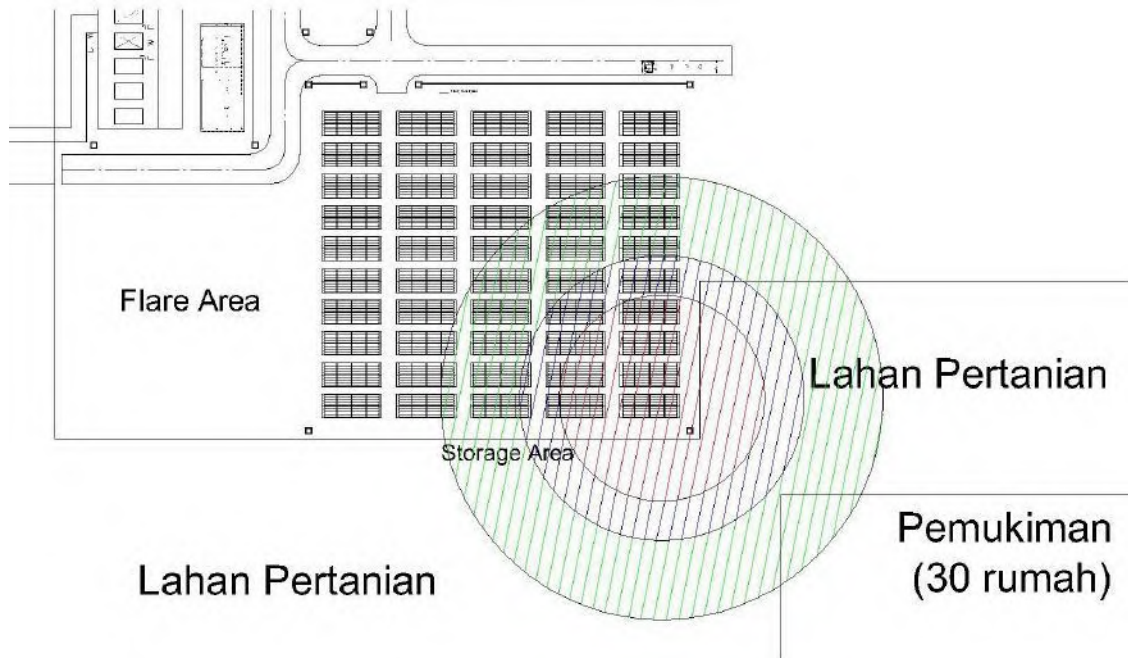
Gambar 56 Fire modelling ALOHA scenario *flash fire* dengan kebocoran *very small bore* (1-3 mm) pada *Compressor station*



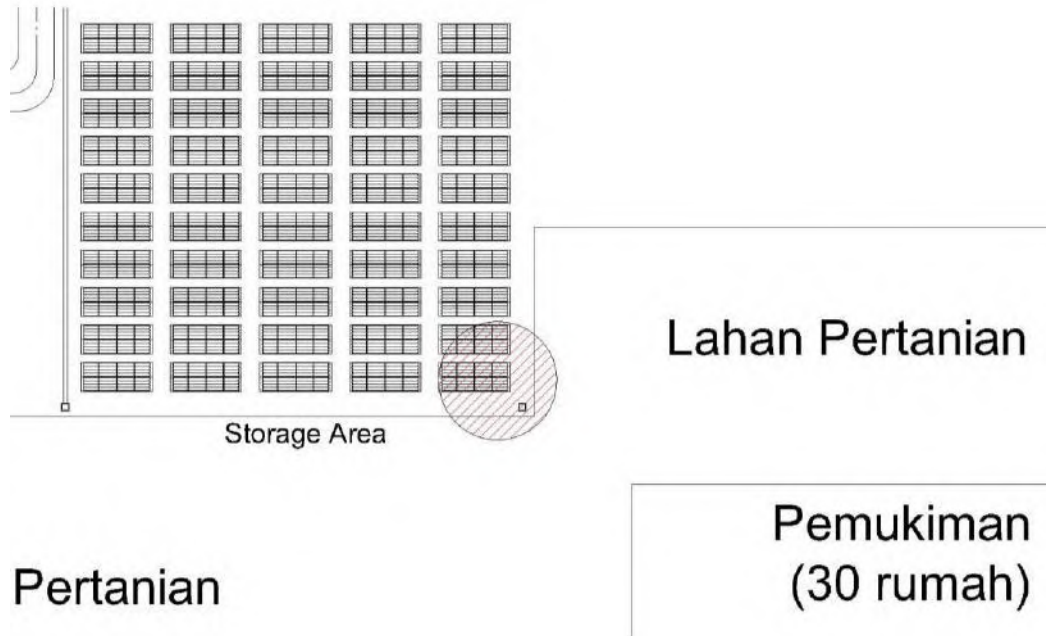
Gambar 57 Fire modelling ALOHA scenario *jet fire* dengan kebocoran *full bore* (>150 mm) pada *Storage area*



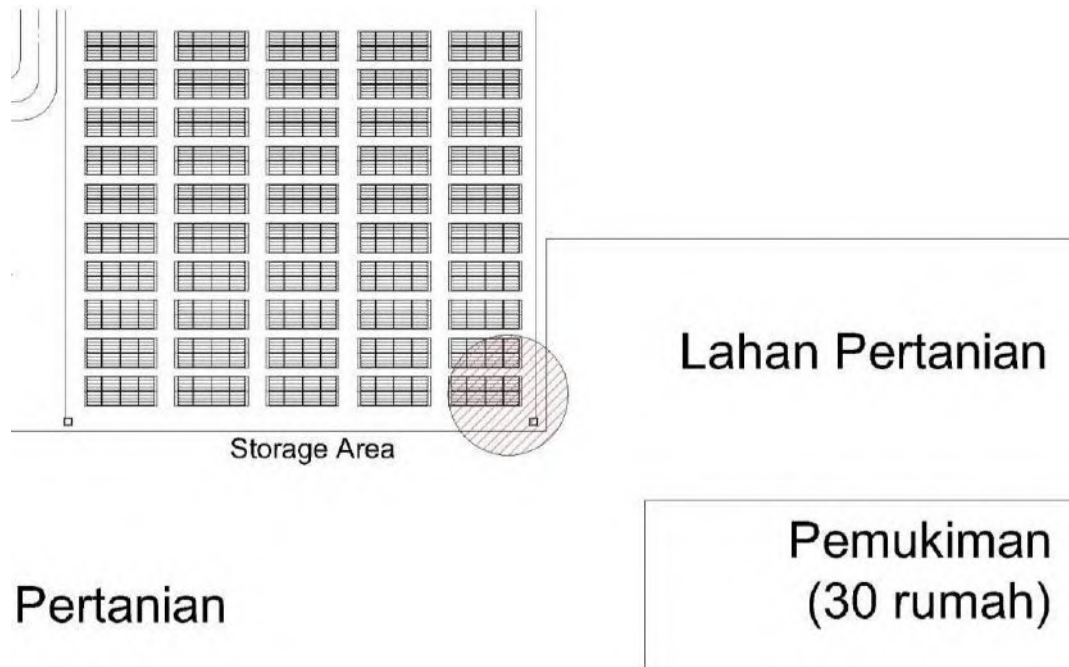
Gambar 58 Fire modelling ALOHA scenario *jet fire* dengan kebocoran *large bore* (50-150 mm) pada *Storage area*



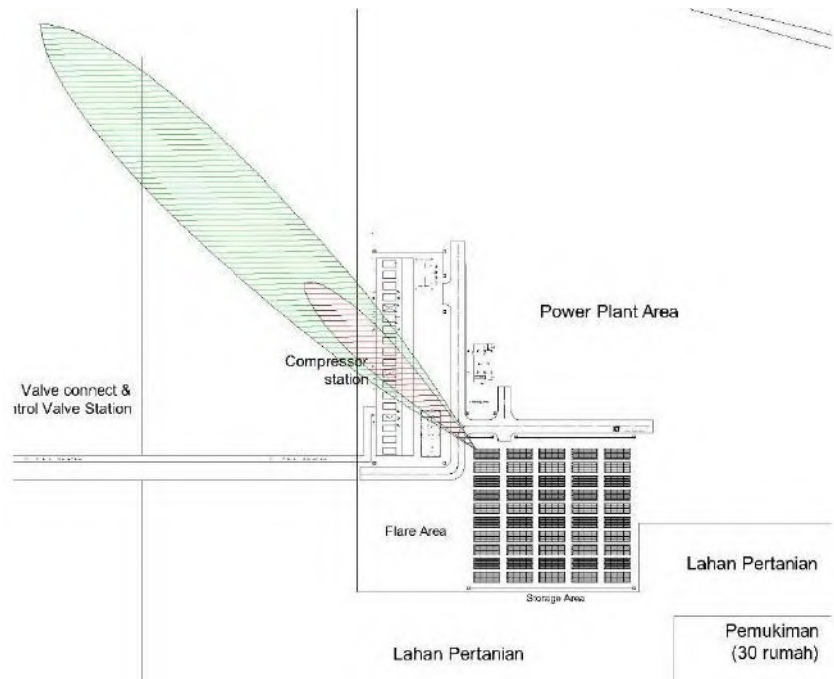
Gambar 59 Fire modelling ALOHA scenario *jet fire* dengan kebocoran *medium bore* (10-50 mm) pada *Storage area*



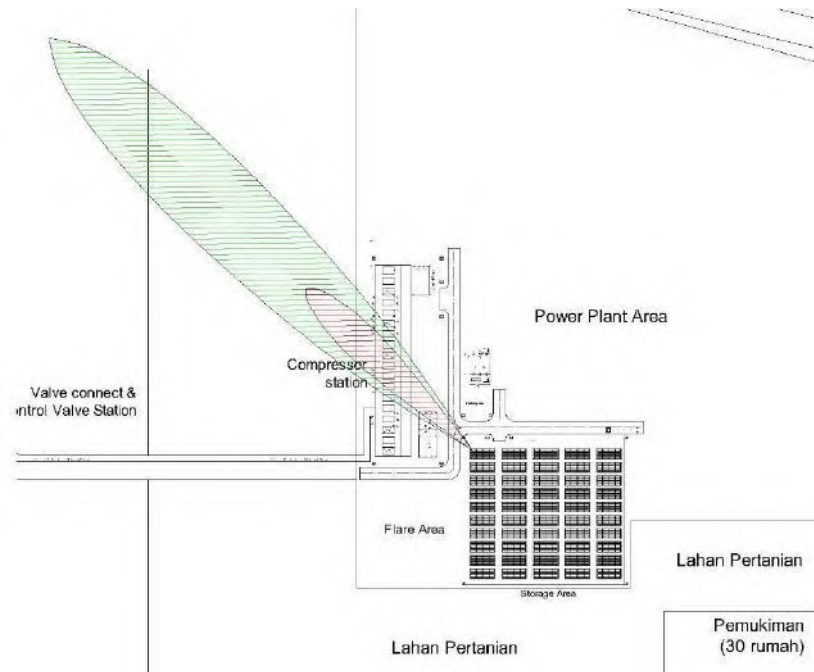
Gambar 60 Fire modelling ALOHA scenario *jet fire* dengan kebocoran *small bore* (3-10 mm) pada *Storage area*



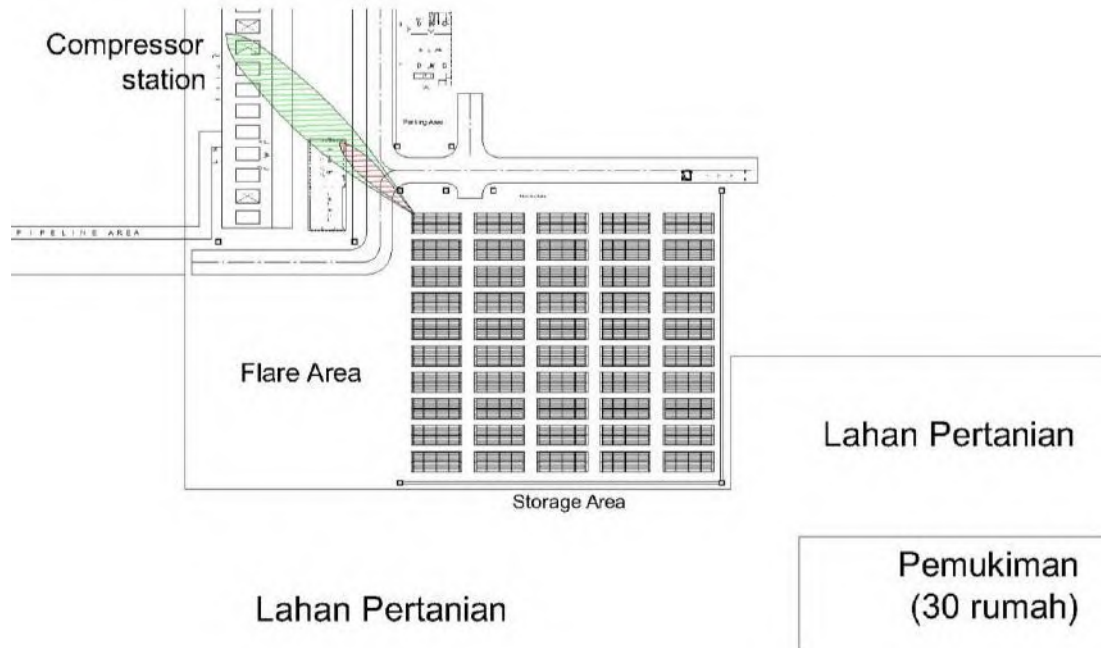
Gambar 61 Fire modelling ALOHA scenario *jet fire* dengan kebocoran *very small bore* (1-3 mm) pada *Storage area*



Gambar 62 Fire modelling ALOHA scenario *gas dispersion* dengan kebocoran *full bore* (>150 mm) pada *Storage area*



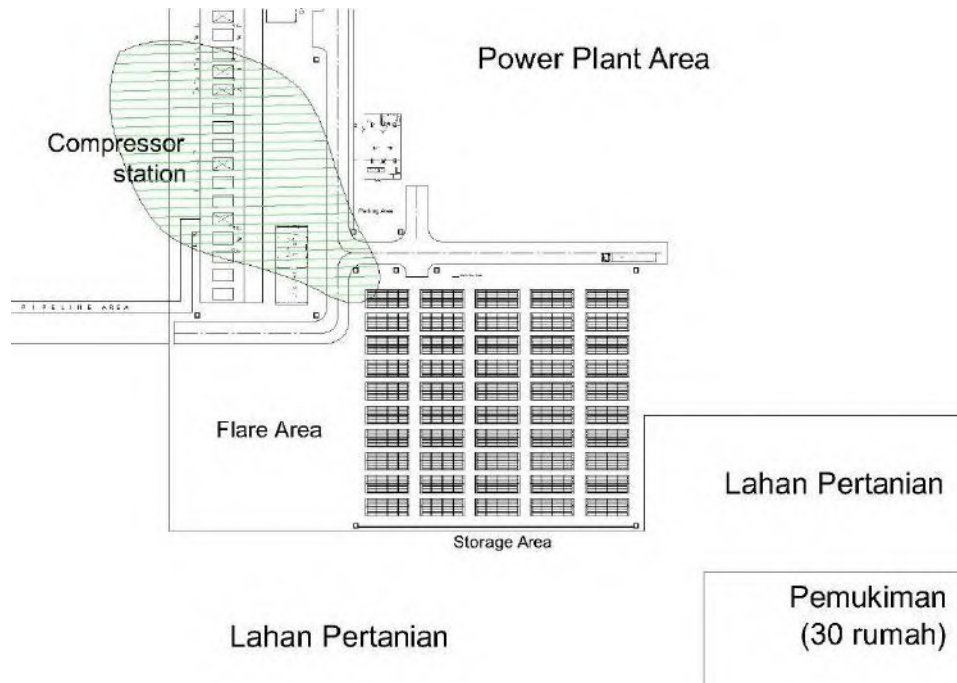
Gambar 63 Fire modelling ALOHA scenario *gas dispersion* dengan kebocoran *medium bore* (10-50 mm) pada *Storage area*



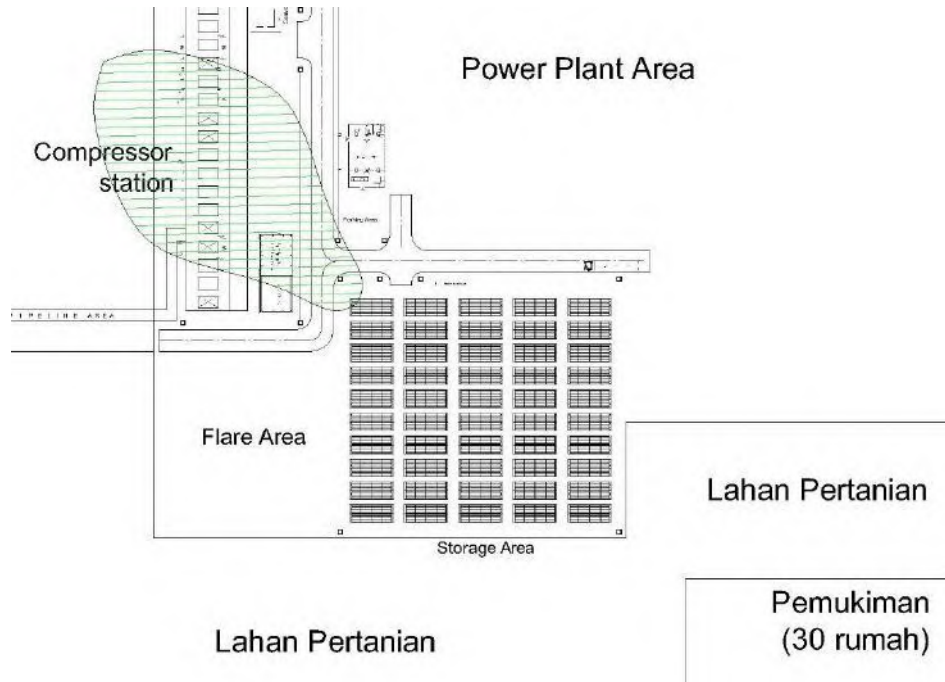
Gambar 64 Fire modelling ALOHA scenario *gas dispersion* dengan kebocoran *small bore* (3-10 mm) pada *Storage area*



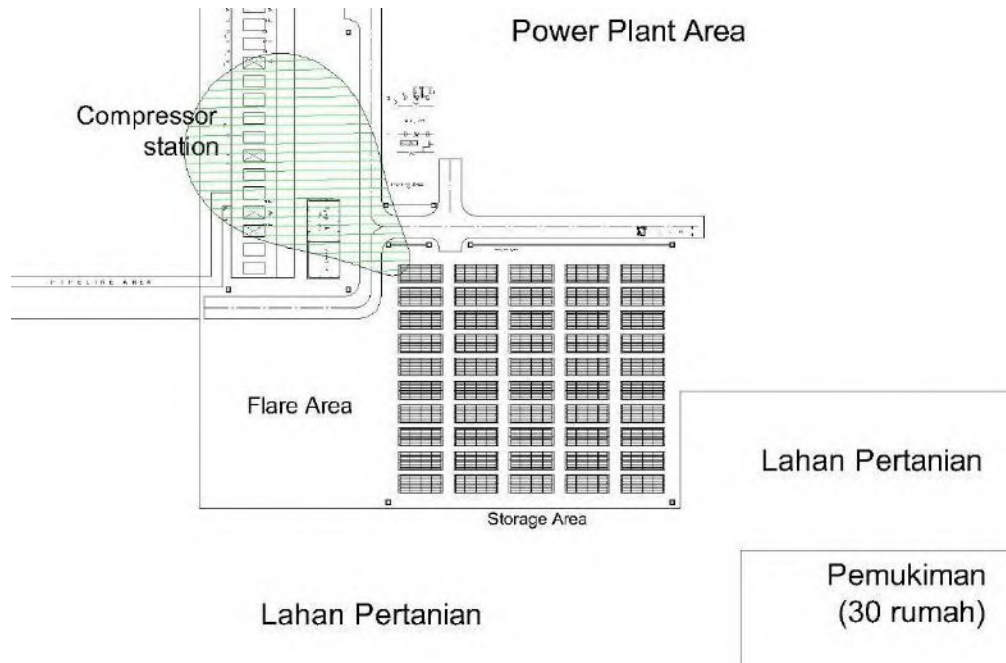
Gambar 65 Fire modelling ALOHA scenario *gas dispersion* dengan kebocoran *very small bore* (1-3 mm) pada *Storage area*



Gambar 66 Fire modelling ALOHA scenario *flash fire* dengan kebocoran *full bore* (>150 mm) pada *Storage area*



Gambar 67 Fire modelling ALOHA skenario *flash fire* dengan kebocoran *large bore* (50-150 mm) pada *Storage area*



Gambar 68 Fire modelling ALOHA scenario *flash fire* dengan kebocoran *medium bore* (10-50 mm) pada *Storage area*



Gambar 69 Fire modelling ALOHA scenario *flash fire* dengan kebocoran *small bore* (3-10 mm) pada *Storage area*

Tabel 1 Rekapitulasi *fire modelling jet fire* pada *jetty* dengan skenario kebocoran *large bore* (50-150 mm)

Node / Segmen	Receiver	Jumlah Orang	Burn Degree (Jumlah orang terdampak/Radius/Waktu)				Heat Flux (kW/m ²)	Fatality (N)
			First	Second	Third	Tolerable		
Node 1&2	CNG Vessel (accomodation deck)	18	9 / 37 m / 20 s	-	-	9 / >37 m / ~	2 - 5	9
	Unloading operator in CNG Vessel	3	-	-	3 / 17 m / 20 s	-	>10	3
	Jetty Control	2	-	-	2 / 17 m / 20 s	-	>10	2
	Operation Pavilion	2	-	-	2 / 17 m / 20 s	-	>10	2
	TOTAL							16
Node 3&4	Control Room	3	-	1 / 23 m / 20 s	2 / 16 m / 20 s	-	2 - >10	3
	Office	9	-	-	-	9 / >35 m / ~	< 2	0
	Workshop and Warehouse	3	-	-	-	3 / >35 m / ~	< 2	0
	Jalan Raya	5	5 / 35 m / 20 s	-	-	-	2 - 5	5
	TOTAL							8
Node 5	Priority Panel System	2	-	-	-	2 / >73 m / ~	< 2	0
	Pemukiman	120	20 / 73 m / 20 s	4 / 48 m / 20 s	-	96 / >73 m / ~	2 - 10	24
	Office	9	-	-	-	9 / >73 m / ~	< 2	0
	Workshop and Warehouse	3	-	-	-	3 / >73 m / ~	< 2	0
	Control Room	3	-	-	-	3 / >73 m / ~	< 2	0
	Jalan Raya	5	5 / 73 m / 20 s	-	-	-	2 - 5	5
	TOTAL							29

Node / Segmen	Receiver	Jumlah Orang	Burn Degree (Jumlah orang terdampak/Radius/Waktu)				Heat Flux (kW/m ²)	Fatality (N)
			First	Second	Third	Tolerable		
Node 1&2	CNG Vessel (accomodation deck)	18	-	-	-	18 / >31 m / ~	< 2	0
	Unloading operator in CNG Vessel	3	-	3 / 20 m / 20 s	-	-	5 - 10	3
	Jetty Control	2	-	-	2 / 15 m / 20 s	-	>10	2
	Operation Pavilion	2	-	-	2 / 15 m / 20 s	-	>10	2
	TOTAL							7
Node 3&4	Control Room	3	1 / 29 m / 20 s	2 / 19 m / 20 s	-	-	2 - 10	3
	Office	9	-	-	-	9 / >29 m / ~	< 2	0
	Workshop and Warehouse	3	-	-	-	3 / >29 m / ~	< 2	0
	Jalan Raya	5	-	-	-	5 / >29 m / ~	< 2	0
	TOTAL							3
Node 5	Priority Panel System	2	-	-	-	2 / >45 m / ~	< 2	0
	Pemukiman	120	8 / 45 m / 20 s	-	-	112 / >45 m / ~	2 - 5	8
	Office	9	-	-	-	9 / >45 m / ~	< 2	0
	Workshop and Warehouse	3	-	-	-	3 / >45 m / ~	< 2	0
	Control Room	3	-	-	-	3 / >45 m / ~	< 2	0
	Jalan Raya	5	-	-	-	5 / >45 m / ~	< 2	0
	TOTAL							8

Tabel 3 Rekapitulasi fire modelling *jet fire* dengan skenario kebocoran *small bore* (3-10 mm)

Node / Segmen	Receiver	Jumlah Orang	Burn Degree (Jumlah orang terdampak/Radius/Waktu)				Heat Flux (kW/m2)	Fatality (N)
			First	Second	Third	Tolerable		
Node 1&2	CNG Vessel (accomodation deck)	18	-	-	-	18 / >10 m / ~	< 2	0
	Unloading operator in CNG Vessel	3	-	-	-	3 / >10 m / ~	< 2	0
	Jetty Control	2	-	-	2 / 10 m / 20 s	-	>10	2
	Operation Pavilion	2	-	-	2 / 10 m / 20 s	-	>10	2
TOTAL								4
Node 3&4	Control Room	3	-	-	3 / 10 m / 20 s	-	>10	3
	Office	9	-	-	-	9 / >10 m / ~	< 2	0
	Workshop and Warehouse	3	-	-	-	3 / >10 m / ~	< 2	0
	Jalan Raya	5	-	-	-	5 / >10 m / ~	< 2	0
TOTAL								3
Node 5	Priority Panel System	2	-	-	-	2 / >10 m / ~	< 2	0
	Pemukiman	120	-	-	-	120 / >10 m / ~	< 2	0
	Office	9	-	-	-	9 / >10 m / ~	< 2	0
	Workshop and Warehouse	3	-	-	-	3 / >10 m / ~	< 2	0
	Control Room	3	-	-	-	3 / >10 m / ~	< 2	0
	Jalan Raya	5	-	-	-	5 / >10 m / ~	< 2	0
TOTAL								0

Tabel 4 Rekapitulasi fire modelling *jet fire* dengan skenario kebocoran *very small bore* (1-3 mm)

[illegible]

Tabel 5 Rekapitulasi fire modelling *gas dispersion* dengan skenario kebocoran *large bore* (50-150 mm)

Node / Segmen	Receiver	Jumlah Orang	Protective Action Criteria (Jumlah orang terdampak/Jangkauan/Waktu)				PPM	Fatality (N)
			PAC-1	PAC-2	PAC-3	Tolerable		
Node 1&2	CNG Vessel (accomodation deck)	18	-	-	-	18 / - / ~	< 2900	0
	Unloading operator in CNG Vessel	3	-	-	-	3 / - / ~	< 2900	0
	Jetty Control	2	-	-	2 / 57 m / 60 s	-	>17000	2
	Operation Pavilion	2	-	-	2 / 57 m / 60 s	-	>17000	2
	TOTAL							4
Node 3&4	Control Room	3	-	-	-	3 / - / ~	< 2900	0
	Office	9	-	-	-	8 / - / ~	< 2900	0
	Workshop and Warehouse	3	-	-	-	3 / - / ~	< 2900	0
	Jalan Raya	10	-	-	-	5 / - / ~	< 2900	0
TOTAL								0
Node 5	Priority Panel System	2	2 / 283 m / 60 s	-	-	-	2900-17000	2
	Pemukiman	120	-	-	-	120 / - / ~	< 2900	0
	Office	9	-	-	-	9 / - / ~	< 2900	0
	Workshop and Warehouse	3	3 / 283 m / 60 s	-	-	-	2900-17000	3
	Control Room	3	-	-	-	3 / - / ~	< 2900	0
	Jalan Raya	5	5 / 283 m / 60 s	-	-	-	2900-17000	10
TOTAL								15

Tabel 7 Rekapitulasi fire modelling *gas dispersion* dengan skenario kebocoran *small bore* (3-10 mm)

Node / Segmen	Receiver	Jumlah Orang	Protective Action Criteria (Jumlah orang terdampak/Jangkauan/Waktu)				PPM	Fatality (N)
			PAC-1	PAC-2	PAC-3	Tolerable		
Node 1&2	CNG Vessel (accomodation deck)	18	-	-	-	18 / - / ~	< 2900	0
	Unloading operator in CNG Vessel	3	-	-	-	3 / - / ~	< 2900	0
	Jetty Control	2	-	-	2 / 31 m / 25 min	-	>17000	2
	Operation Pavilion	2	-	-	2 / 31 m / 25 min	-	>17000	2
	TOTAL							4
Node 3&4	Control Room	3	-	-	-	3 / - / ~	< 2900	0
	Office	9	-	-	-	8 / - / ~	< 2900	0
	Workshop and Warehouse	3	-	-	-	3 / - / ~	< 2900	0
	Jalan Raya	5	-	-	-	5 / - / ~	< 2900	0
	TOTAL							0
Node 5	Priority Panel System	2	-	-	-	2 / - / ~	< 2900	0
	Pemukiman	120	-	-	-	120 / - / ~	< 2900	0
	Office	9	-	-	-	9 / - / ~	< 2900	0
	Workshop and Warehouse	3	-	-	-	3 / - / ~	< 2900	0
	Control Room	3	-	-	-	3 / - / ~	< 2900	0
	Jalan Raya	5	-	-	-	5 / - / ~	< 2900	0
	TOTAL							0

[illegible]

Tabel 9 Rekapitulasi fire modelling *flash fire* dengan skenario kebocoran *large bore* (50-150 mm)

Node / Segmen	Receiver	Jumlah Orang	Effect (Jumlah orang terdampak/Jangkauan/Waktu)				Pressure (psi)	Fatality (N)
			Shatters glass	Serious injury likely	Destruction building	Tolerable		
Node 1&2	CNG Vessel (accomodation deck)	18	-	-	-	18 / - / ~	1.0 - 3.5	0
	Unloading operator in CNG Vessel	3	3 / 50 m / 60 s	-	-	-	1.0 - 3.5	3
	Jetty Control	2	2 / 50 m / 60 s	-	-	-	1.0 - 3.5	2
	Operation Pavilion	2	2 / 50 m / 60 s	-	-	-	1.0 - 3.5	2
	TOTAL							7
Node 3&4	Control Room	3	-	-	-	3 / - / ~	< 1.0	0
	Office	9	-	-	-	8 / - / ~	< 1.0	0
	Workshop and Warehouse	3	-	-	-	3 / - / ~	< 1.0	0
	Jalan Raya	5	-	-	-	5 / - / ~	< 1.0	0
	TOTAL							0
Node 5	Priority Panel System	2	-	-	-	2 / - / ~	< 1.0	0
	Pemukiman	120	-	-	-	120 / - / ~	< 1.0	0
	Office	9	-	-	-	9 / - / ~	< 1.0	0
	Workshop and Warehouse	3	3 / 97 m / 60 s	-	-	-	1.0 - 3.5	3
	Control Room	3	-	-	-	3 / - / ~	< 1.0	0
	Jalan Raya	5	5 / 97 m / 60 s	-	-	-	1.0 - 3.5	5
	TOTAL							8

Node / Segmen	Receiver	Jumlah Orang	Effect (Jumlah orang terdampak/Jangkauan/Waktu)				Pressure (psi)	Fatality (N)
			Shatters glass	Serious injury likely	Destruction building	Tolerable		
Node 1&2	CNG Vessel (accomodation deck)	18	-	-	-	18/-/~	1.0 - 3.5	0
	Unloading operator in CNG Vessel	3	3 / 50 m / 60 s	-	-	-	1.0 - 3.5	3
	Jetty Control	2	2 / 50 m / 60 s	-	-	-	1.0 - 3.5	2
	Operation Pavilion	2	2 / 50 m / 60 s	-	-	-	1.0 - 3.5	2
	TOTAL							7
Node 3&4	Control Room	3	-	-	-	3 / - / ~	< 1.0	0
	Office	9	-	-	-	8 / - / ~	< 1.0	0
	Workshop and Warehouse	3	-	-	-	3 / - / ~	< 1.0	0
	Jalan Raya	5	-	-	-	5 / - / ~	< 1.0	0
	TOTAL							0
Node 5	Priority Panel System	2	-	-	-	2 / - / ~	< 1.0	0
	Pemukiman	120	-	-	-	120 / - / ~	< 1.0	0
	Office	9	-	-	-	9 / - / ~	< 1.0	0
	Workshop and Warehouse	3	3 / 97 m / 60 s	-	-	-	1.0 - 3.5	3
	Control Room	3	-	-	-	3 / - / ~	< 1.0	0
	Jalan Raya	5	5 / 97 m / 60 s	-	-	-	1.0 - 3.5	5
	TOTAL							8

Tabel 11 Rekapitulasi fire modelling *flash fire* dengan skenario kebocoran *small bore* (3-10 mm)

Node / Segmen	Receiver	Jumlah Orang	Effect (Jumlah orang terdampak/Jangkauan/Waktu)				Pressure (psi)	Fatality (N)
			Shatters glass	Serious injury likely	Destruction building	Tolerable		
Node 1&2	CNG Vessel (accomodation deck) Unloading operator in CNG Vessel	18	-	-	-	18/-/~	1.0 - 3.5	0
	Jetty Control	3	3 / 50 m / 60 s	-	-	-	1.0 - 3.5	3
	Operation Pavilion	2	2 / 50 m / 60 s	-	-	-	1.0 - 3.5	2
		2	2 / 50 m / 60 s	-	-	-	1.0 - 3.5	2
	TOTAL							7
Node 3&4	Control Room	3	-	-	-	3 / - / ~	< 1.0	0
	Office	9	-	-	-	8 / - / ~	< 1.0	0
	Workshop and Warehouse	3	-	-	-	3 / - / ~	< 1.0	0
	Jalan Raya	10	-	-	-	10/-/~	< 1.0	0
	TOTAL							0
Node 5	Priority Panel System	2	-	-	-	2 / - / ~	< 1.0	0
	Pemukiman	120	-	-	-	120 / - / ~	< 1.0	0
	Office	9	-	-	-	9 / - / ~	< 1.0	0
	Workshop and Warehouse	3	-	-	-	3 / - / ~	1.0 - 3.5	0
	Control Room	3	-	-	-	3 / - / ~	< 1.0	0
	Jalan Raya	5	5 / 19 m / 60 s	-	-	-	1.0 - 3.5	5
	TOTAL							5

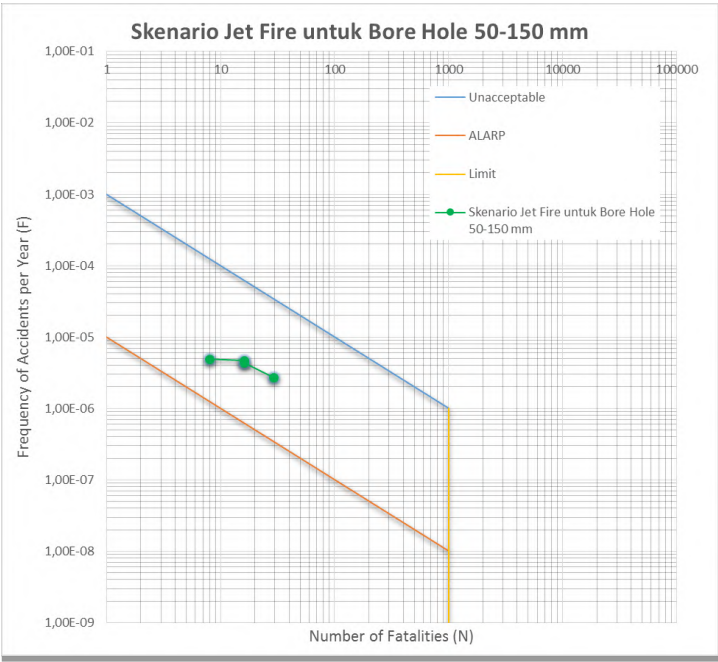
Tabel 12 Rekapitulasi fire modelling *flash fire* dengan skenario kebocoran *very small bore* (1-3 mm)

[illegible]

LAMPIRAN D
(Representasi Risiko)

Tabel 13 Rekapitulasi *jet fire* untuk skenario kebocoran *large bore* (50-150 mm)

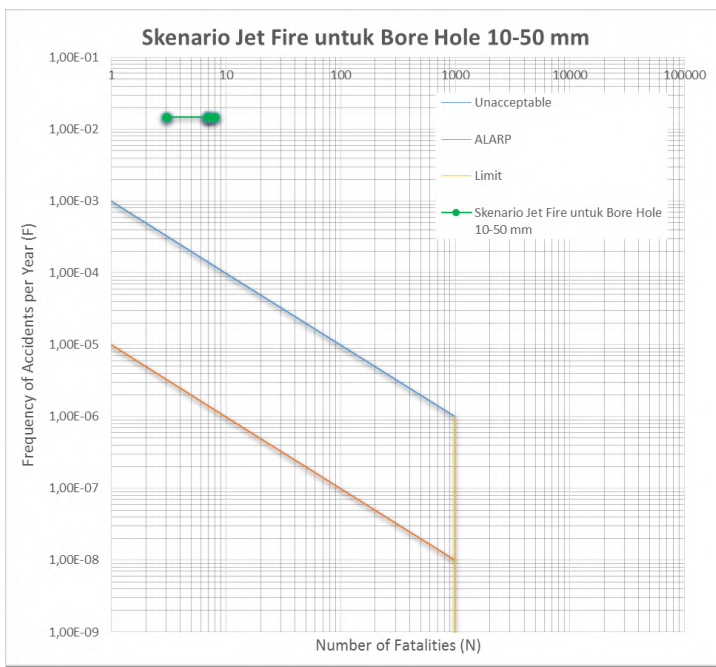
Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequency
1	Valve connect	16	1,63E-06	1,63E-06
2	Control Valve Station	16	3,57E-07	1,99E-06
3&4	Compressor Package	8	1,58E-07	2,14E-06
5	CNG Storage	29	2,75E-06	4,90E-06



Gambar 70 *F-N* curve untuk *jet fire* dengan skenario kebocoran *large bore* (50-150 mm)

Tabel 14 Rekapitulasi *jet fire* untuk skenario kebocoran *medium bore* (10-50 mm)

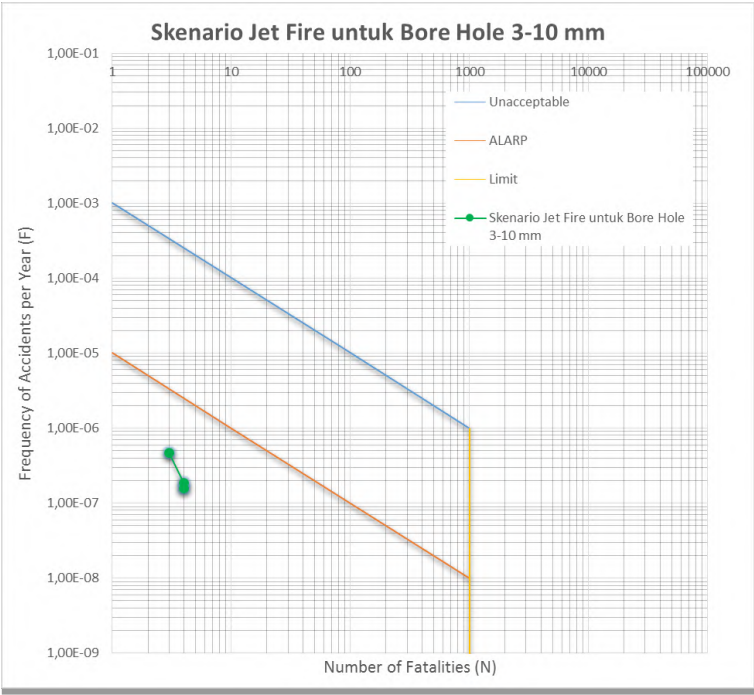
Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequency	Cumulative Frequency
1	Valve connect	7	6,80E-08	6,80E-08
2	Control Valve Station	7	2,45E-07	3,13E-07
3&4	Compressor Package	3	7,02E-07	1,01E-06
5	CNG Storage	8	1,49E-02	1,49E-02



Gambar 71 *F-N curve* untuk *jet fire* dengan skenario kebocoran *medium bore* (10-50 mm)

Tabel 15 Rekapitulasi *jet fire* untuk skenario kebocoran *small bore* (3-10 mm)

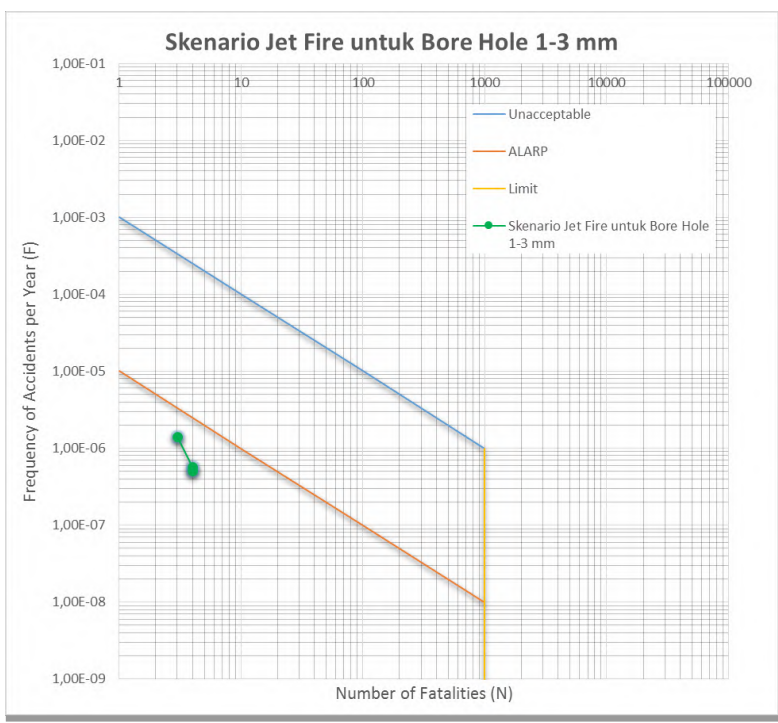
Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequency	Cumulative Frequency
1	Valve connect	4	2,84E-08	2,84E-08
2	Control Valve Station	4	1,61E-07	1,89E-07
3&4	Compressor Package	3	2,84E-07	4,73E-07
5	CNG Storage	0	8,18E-06	8,65E-06



Gambar 72 *F-N curve* untuk *jet fire* dengan skenario kebocoran *small bore* (3-10 mm)

Tabel 16 Rekapitulasi *jet fire* untuk skenario kebocoran *very small bore* (1-3 mm)

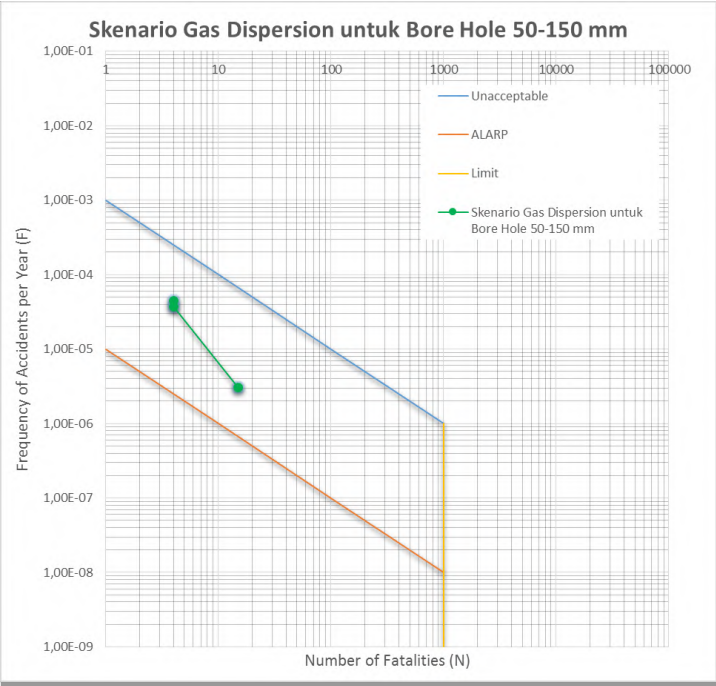
Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequence
1	Valve connect	4	6,12E-08	6,12E-08
2	Control Valve Station	4	5,09E-07	5,70E-07
3&4	Compressor Package	3	8,26E-07	1,40E-06
5	CNG Storage	0	9,27E-06	1,07E-05



Gambar 73 *F-N curve* untuk *jet fire* dengan skenario kebocoran *very small bore* (1-3 mm)

Tabel 17 Rekapitulasi *gas dispersion* untuk skenario kebocoran *large bore* (50-150 mm)

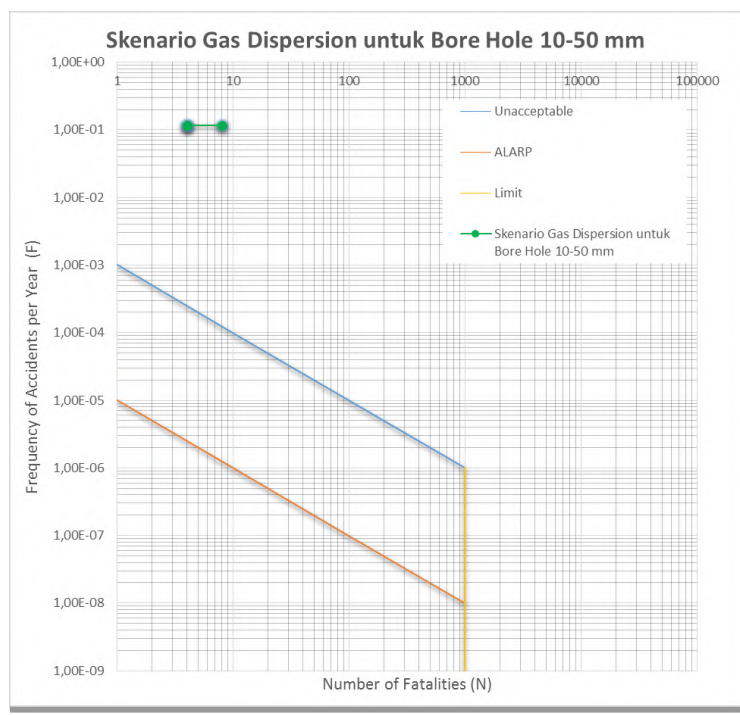
Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequence
1	Valve connect	4	3,48E-05	3,48E-05
2	Control Valve Station	4	7,63E-06	4,24E-05
3&4	Compressor Package	0	1,78E-07	4,26E-05
5	CNG Storage	15	3,09E-06	4,57E-05



Gambar 74 *F-N curve* untuk *gas dispersion* dengan skenario kebocoran *large bore* (50-150 mm)

Tabel 18 Rekapitulasi *gas dispersion* untuk skenario kebocoran *medium bore* (10-50 mm)

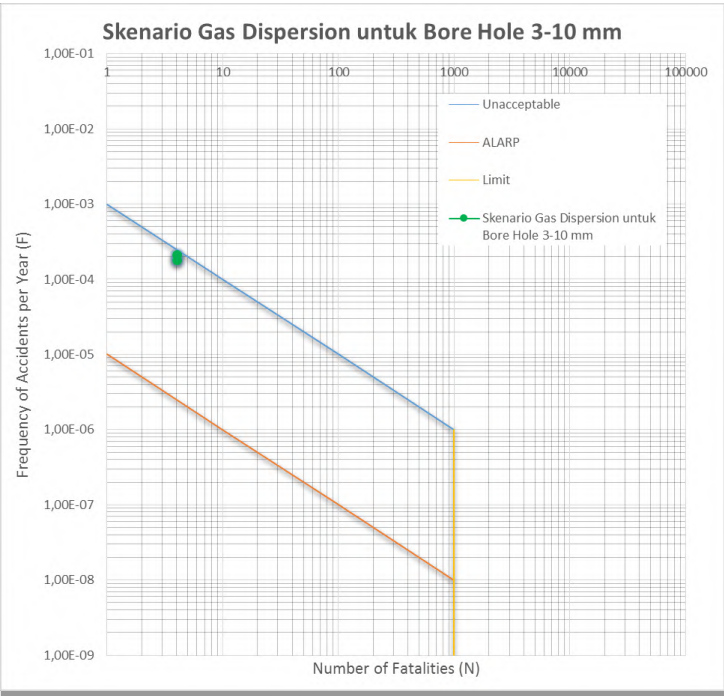
Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequence
1	Valve connect	4	1,52E-05	1,52E-05
2	Control Valve Station	4	5,47E-05	6,99E-05
3&4	Compressor Package	0	5,52E-06	7,54E-05
5	CNG Storage	8	1,17E-01	1,17E-01



Gambar 75 *F-N curve* untuk *gas dispersion* dengan skenario kebocoran *medium bore* (10-50 mm)

Tabel 19 Rekapitulasi *gas dispersion* untuk skenario kebocoran *small bore* (3-10 mm)

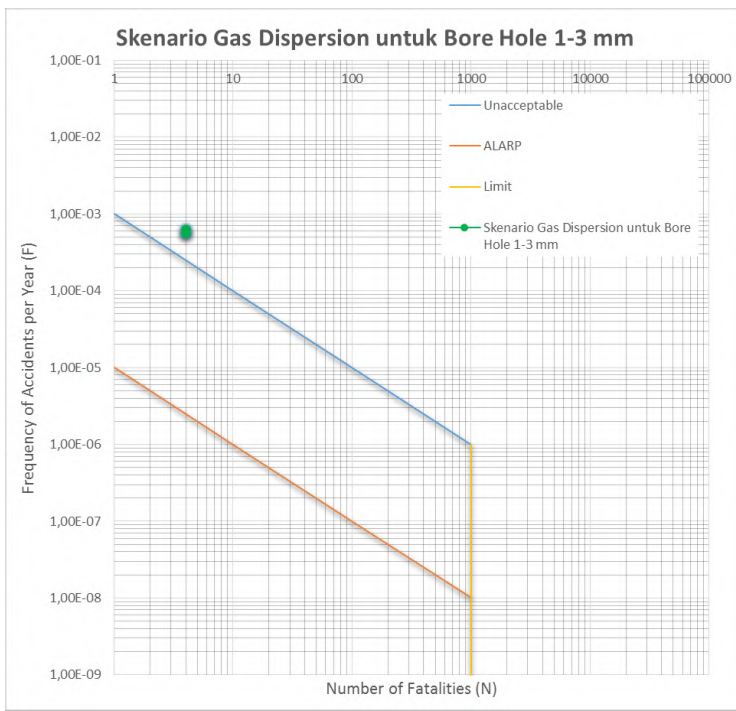
Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequency
1	Valve connect	4	3,19E-05	3,19E-05
2	Control Valve Station	4	1,80E-04	2,12E-04
3&4	Compressor Package	0	1,68E-04	3,80E-04
5	CNG Storage	0	4,83E-03	5,21E-03



Gambar 76 *F-N curve* untuk *gas dispersion* dengan skenario kebocoran *small bore* (3-10 mm)

Tabel 20 Rekapitulasi *gas dispersion* untuk skenario kebocoran *very small bore* (1-3 mm)

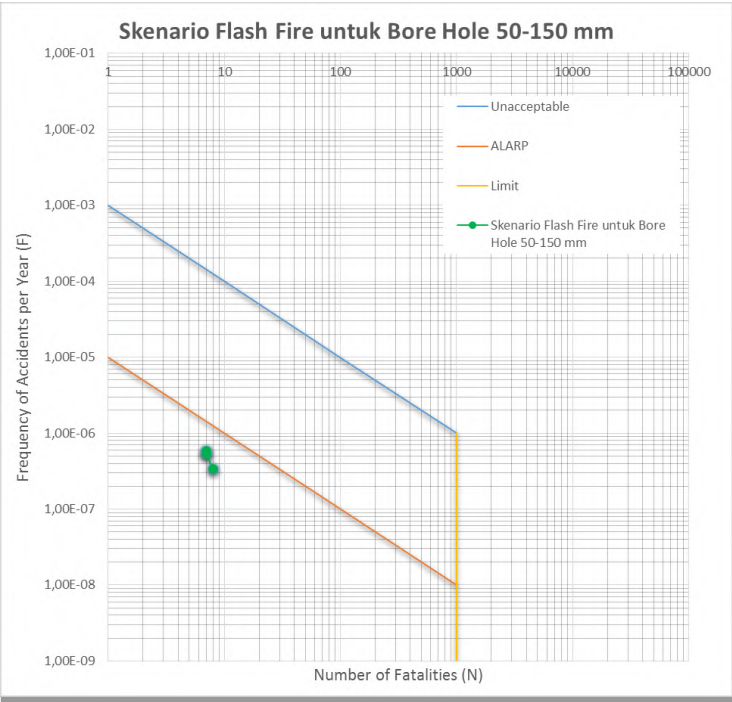
Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequency	Cumulative Frequency
1	Valve connect	4	6,87E-05	6,87E-05
2	Control Valve Station	4	5,71E-04	6,40E-04
3&4	Compressor Package	0	9,27E-04	1,57E-03
5	CNG Storage	0	1,04E-02	1,20E-02



Gambar 77 *F-N* curve untuk *gas dispersion* dengan skenario kebocoran *very small bore* (1-3 mm)

Tabel 21 Rekapitulasi *flash fire* untuk skenario kebocoran *large bore* (50-150 mm)

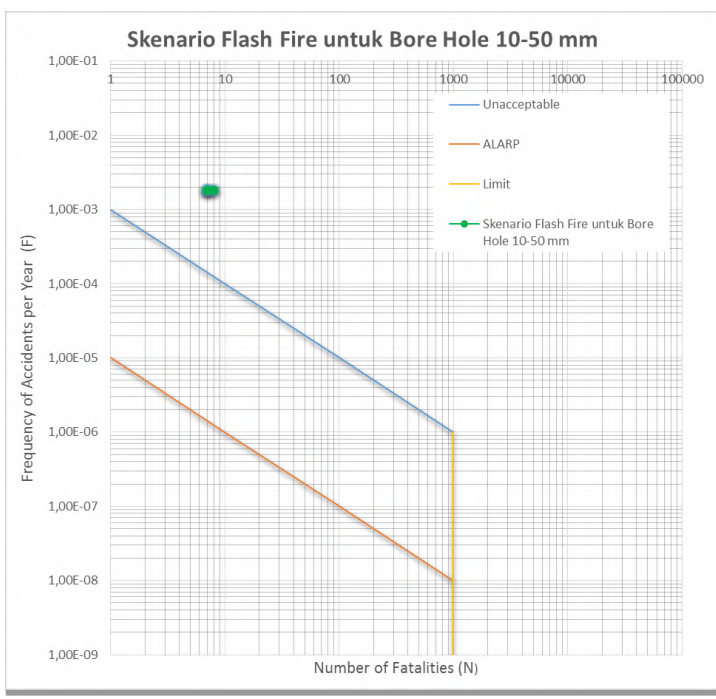
Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequency
1	Valve connect	7	2,01E-07	2,01E-07
2	Control Valve Station	7	4,42E-08	2,45E-07
3&4	Compressor Package	0	1,96E-08	2,65E-07
5	CNG Storage	8	3,40E-07	6,05E-07



Gambar 78 *F-N curve* untuk *flash fire* dengan skenario kebocoran *large bore* (50-150 mm)

Tabel 22 Rekapitulasi *flash fire* untuk skenario kebocoran *medium bore* (10-50 mm)

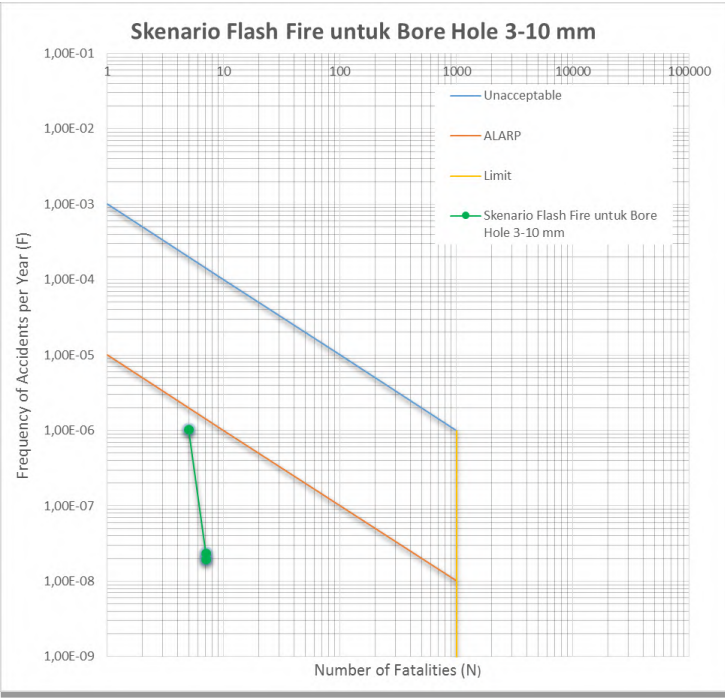
Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequency	Cumulative Frequency
1	Valve connect	7	8,40E-09	8,40E-09
2	Control Valve Station	7	3,03E-08	3,86E-08
3&4	Compressor Package	0	8,68E-08	1,25E-07
5	CNG Storage	8	1,84E-03	1,84E-03



Gambar 79 *F-N* curve untuk *flash fire* dengan skenario kebocoran *medium bore* (10-50 mm)

Tabel 23 Rekapitulasi *flash fire* untuk skenario kebocoran *small bore* (3-10 mm)

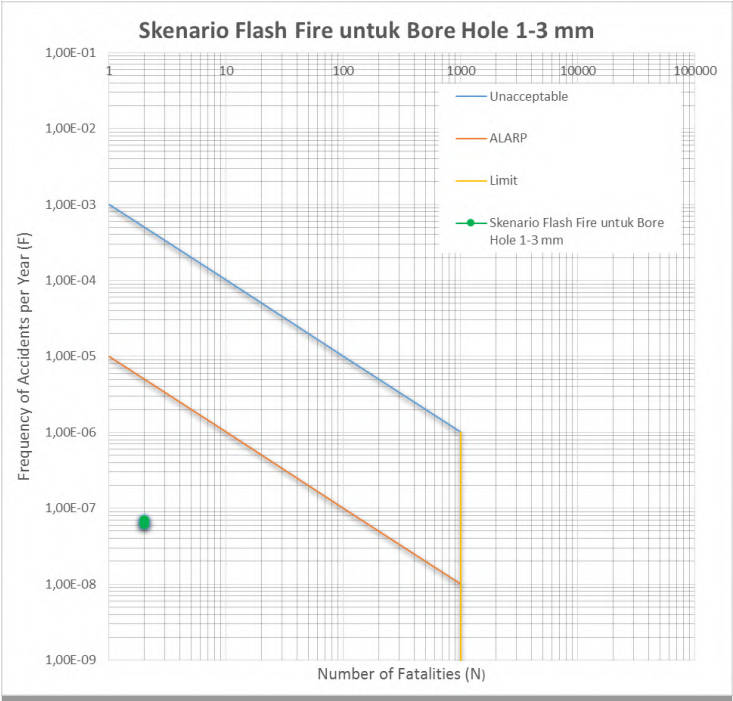
Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequency
1	Valve connect	7	3,52E-09	3,52E-09
2	Control Valve Station	7	1,99E-08	2,34E-08
3&4	Compressor Package	0	3,51E-08	5,85E-08
5	CNG Storage	5	1,01E-06	1,07E-06



Gambar 80 *F-N curve* untuk *flash fire* dengan skenario kebocoran *small bore* (3-10 mm)

Tabel 24 Rekapitulasi *flash fire* untuk skenario kebocoran *very small bore* (1-3 mm)

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequency
1	Valve connect	2	7,56E-09	7,56E-09
2	Control Valve Station	2	6,29E-08	7,04E-08
3&4	Compressor Package	0	1,02E-07	1,72E-07
5	CNG Storage	0	1,15E-06	1,32E-06



Gambar 81 *F-N curve* untuk *flash fire* dengan skenario kebocoran *very small bore* (3-10 mm)

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

V.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil dari penilaian risiko pada proses *unloading* pada fasilitas terminal penerima CNG di Pembangkit Lombok Peaker, didapatkan kesimpulan sebagai berikut :

1. Berdasarkan identifikasi bahaya, pada saat proses *unloading* CNG terdapat beberapa potensi bahaya seperti *jet fire*, *flash fire*, ataupun *gas dispersion*. Hal ini dapat diakibatkan oleh sistem yang mengalami deviasi dalam prosesnya.
2. Penyebab utama bahaya-bahaya tersebut adalah tekanan dan temperatur kerja berlebih, dan juga tersumbatnya aliran gas dalam pipa.
3. Objek-objek yang berpotensi menimbulkan bahaya-bahaya yang telah disebutkan diatas antara lain *parts of valve connect*, *control valve station*, *compressor station*, dan *CNG storage*.
4. Dari hasil analisa risiko, 3 skenario bahaya (*jet fire*, *flash fire*, dan *gas dispersion*) pada *storage area* dengan rentang kebocoran 10-50 mm dan skenario bahaya *gas dispersion* pada *control valve station* dengan rentang kebocoran 1-3 mm mendapatkan hasil yang tidak dapat diterima, sehingga perlu dilakukan mitigasi.
5. Dari hasil mitigasi, pada *storage area* perlu ditambahkan IPL berupa temperature alarm, pressure alarm, gas detector, dan CO2 pada sekitar *storage area*. Dan pada *control valve station* hanya perlu

ditambahkan *gas detector*. Sehingga dengan penambahan IPL akan mengurangi frekuensi bahaya pada lokasi tersebut.

V.1 Saran

Setelah dilakukan penilaian risiko proses *unloading* pada terminal penerima CNG di Pembangkit Lombok Peaker, maka didapatkan saran sebagai berikut :

1. Pada proses identifikasi bahaya dengan HAZOP sebaiknya menggunakan P&ID yang paling akurat dan terbaru, sehingga kondisi yang dianalisa benar-benar dapat mewakili kondisi sebenarnya. Dan diperlukan *interview* dengan orang yang sudah ahli dalam bidang tersebut, sehingga HAZOP akan menjadi lebih detail.
2. Pada proses *fire modelling*, perangkat lunak ALOHA sangat memiliki keterbatasan. Sehingga untuk analisa-analisa berikutnya, akan lebih baik jika menggunakan perangkat lunak yang lebih akurat, seperti DNV PHAST.

DAFTAR PUSTAKA

- Alfan, V. N. (2014). *Penilaian Risiko Sosial Pada Mini CNG Plant Blok Semanggi*. Surabaya: Skripsi. Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS).
- Aliyah, Y. F. (2014). *Analisis Risiko Sosial Pada Terminal Penerima LNG Pesanggaran dengan Metode Fire and Explosion Modelling. Studi Kasus : Terminal Penerima LNG Pesanggaran*. Surabaya: Skripsi. Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS).
- ALOHA. (2007). *ALOHA User's Manual*. Washington D.C: U.S Enviromental Protection Agency.
- British Standard. 2001. BS IEC 61882:2001. *Hazard and Operability studies (HAZOP studies) – Application guide*
- Cross, J. (1998). *Study Notes*.
- Danaher, B. (n.d.). Using Fault Tree Analysis and Event Tree Analysis to Manage Risk. *Health and Safety Conference*. Queensland: Queensland Mining Industry.
- Det Norske Veritas. 2013. *Failure Frequency Guidance. Process Equipment Leak Frequency Data for Use in QRA*
- Ghofur, A. (2014). *Konseptual Desain Rantai Pasok CNG : Studi kasus pembangunan CNG Plant di Kepulauan Kangean dengan Metode ANP (Analytical Network Process)*. Surabaya: Skripsi. Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS).
- HSE, U. (n.d.). *Fire and Explosion Strategy*. Offshore Division.
- Husky Oil Operations (2001) *White Rose Oilfield Development Application. Volume 2 Development Plan*

- Indian Standard. 2009. IS IEC 61882:2009. Functional Safety - Safety Instrumented Systems for The Process Industry Sector
- International Association of Oil & Gas Procedures. 2010. OGP-*Risk Assessment Data Directory. Consequences Modelling.*
- International Association of Oil & Gas Procedures. 2010. OGP-*Risk Assessment Data Directory. Ignition Probability.*
- International Association of Oil & Gas Procedures. 2010. OGP-*Risk Assessment Data Directory. Storage Incidents Frequency.*
- Lewis, & Steve. (2007). *Risk Criteria – When is low enough good enough ?* Risktec Solution Limited.
- Mardjoeki, M. S., & Sidanta, A. (n.d.). CNG Storage & Transportation by Sea for energy demand peak shaving. The Gresik/Lombok pilot project.
- PLN. (2013, July 1). *Penghematan di Tengah Mahalnya BBM.* Retrieved from [www.pln.co.id: http://www.pln.co.id/blog/penghematan-di-tengah-mahalnya-bbm/](http://www.pln.co.id/blog/penghematan-di-tengah-mahalnya-bbm/). diakses pada 20 Juni 2016 pukul 22.30
- PLN. (2015). *Rencana Usaha Penyediaan Tenaga Listrik (RUPTL) 2015-2024.* Jakarta: Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral Republik Indonesia.
- Prasetya, R. (2013). *Societal Risk Assessment Akibat Kebakaran dan Ledakan dengan Metode LOPA. Studi Kasus : Mini LNG Terminal PLN Batam.* Surabaya: Skripsi. Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS).
- Satoteknik. (2014, January 6). *About CNG.* Retrieved from <http://satoteknik.co.id/>. diakses pada 20 Juni 2016 pukul 21.00
- Yun, G.W. (2007). *Bayesian-LOPA Methodology for Risk Assessment of An LNG Importation Terminal.* Thesis. Texas A&M University

BIODATA PENULIS



Penulis dilahirkan di Tulungagung pada tanggal 31 Mei 1993, dan merupakan anak pertama dari dua bersaudara. Selama hidupnya penulis telah menempuh pendidikan formal mulai dari TK Seruni, SDN Kampungdalem 1 Tulungagung, SMPN 1 Tulungagung, dan SMAN 1 Kedungwaru Tulungagung. Pada tahun 2012 penulis diterima sebagai mahasiswa Jurusan Teknik Sistem Perkapalan FTK-ITS dengan NRP 4212100056 melalui jalur ujian tulis

SNMPTN. Selama berkuliah, penulis sangat aktif dalam beberapa kegiatan di dalam kampus. Dalam bidang organisasi, penulis berkesempatan menjadi Anggota Departemen Kewirausahaan HIMASISKAL pada tahun kedua, dan di amanahi sebagai Kepala Departemen Kewirausahaan HIMASISKAL pada tahun ketiga. Dalam bidang kepelatihan dan kepeemanduan, penulis sangat aktif sebagai peserta dan juga pemandu dalam Latihan Keterampilan Manajemen Mahasiswa (LKMM). LKMM yang diikuti antara lain, LKMM Pra Tingkat Dasar, LKMM Tingkat Dasar, LKMM Tingkat Menengah, dan Pelatihan Pemandu LKMM. Selain itu penulis juga aktif sebagai anggota Laboratorium *Reliability, Availability, Maintainability and Safety* (RAMS) pada tahun keempat. Pengalaman Kerja Praktek yang pernah ditempuh penulis antara lain di PT DUMAS Tanjung Perak Shipyard, Surabaya dan PT. Pertamina Perkapalan (Persero), Jakarta.